

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA

Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LA ENERGÍA**

PROYECTO FIN DE GRADO

DEPARTAMENTO DE
ENERGÍA Y COMBUSTIBLES

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto
Gorgon LNG

ALEJANDRO BLANCO TORRES

JUNIO DE 2015

Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE LA ENERGÍA**

Plan: 2010

Autorizo la presentación del proyecto

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Realizado por

ALEJANDRO BLANCO TORRES

Dirigido por

ENRIQUE QUEROL

Firmado: Prof. Enrique Querol

Fecha:

Agradecimientos

A mis padres, que son mi inspiración y modelo a seguir, sin ellos no estaría redactando estas líneas y, en general, a toda mi familia por estar a mi lado durante esta etapa que ahora termina.

A mi tutor, Enrique Querol, por su apoyo constante y buen hacer a lo largo de este camino que hemos recorrido juntos.

A mis amigos, mis compañeros de fatiga, ellos han hecho que todos estos años sean lo que han sido.

ÍNDICE

RESUMEN	VI
ABSTRACT	VI
DOCUMENTO Nº 1: MEMORIA	1
1 OBJETIVO Y ALCANCE DEL PROYECTO	2
2 ANTECEDENTES	3
3 EL GAS NATURAL LICUADO.....	4
4 EL MERCADO DEL GNL EN LA ACTUALIDAD	6
4.1 EXPORTACIONES	7
4.2 IMPORTACIONES.....	8
5 TECNOLOGÍAS DE LICUACIÓN.....	10
5.1 FUNDAMENTOS DEL PROCESO DE LICUACIÓN	10
5.2 PROCESO AIR PRODUCTS: APCI PROCESSES (APCI C3/MR™, SPLIT MR™, APCI AP-X™)	12
5.3 PROCESO DE CASCADA CONOCO-PHILLIPS OPTIMIZADO. PHILLIPS OPTIMIZED CASCADE PROCESS (COP™)	16
5.4 PROCESO LINDE EN CASCADA DE FLUIDO MIXTO. LINDE MIXED FLUID CASCADE PROCESS (MFC™)	18
5.5 PROCESOS SHELL DE DOBLE REFRIGERANTE MIXTO Y DE REFRIGERANTE MIXTO EN PARALELO. SHELL PROCESS: DOUBLE MIXED REFRIGERANT (DMR™) AND PARALLEL MIXED REFRIGERANT (PMR™)	19
5.6 PROCESO LIQUEFIN DE AXENS. AXENS LIQUEFIN™ PROCESS	20
6 CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL PROYECTO “GORGON LNG”	21
6.1 LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO	22
6.2 EMPRESAS RESPONSABLES DEL PROYECTO	23
7 BASES DE DISEÑO.....	24
7.1 ESPECIFICACIONES FEED GAS	24
7.2 ESPECIFICACIONES GNL	26
7.3 ESPECIFICACIONES DE PLANTA	28
7.4 CONSIDERACIONES AMBIENTALES	28
7.5 DEFINICIÓN DE ESQUEMA, VARIABLES Y EQUIPOS DEL PROCESO	29
7.5.1 Pre-enfriamiento (Anexo D: Plano 1).....	31
7.5.2 Licuación y sub-enfriamiento (Anexo D: Plano 2).....	39
7.5.3 Acondicionamiento del Propano (Anexo D: Plano 3).....	48

8	ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES	56
8.1	HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN.....	56
8.2	INTRODUCCIÓN A RESULTADOS	57
8.3	GNL A ALMACENAMIENTO	57
8.4	HIDROCARBUROS PESADOS CONDENSADOS	59
8.5	REFRIGERADORES DE AGUA A MAR	60
8.6	INTERCAMBIADORES CRIOGÉNICOS	64
8.7	COMPRESORES	65
8.8	BOMBAS	67
9	BIBLIOGRAFÍA	69
	DOCUMENTO N° 2: ESTUDIO ECONÓMICO	71
1	INTRODUCCIÓN.....	72
2	PROYECTO GORGON LNG	75
2.1	PRESUPUESTO DE INVERSIÓN	75
2.2	COSTES FIJOS	76
2.3	COSTES VARIABLES.....	77
2.4	INGRESOS BRUTOS DEL PROYECTO	77
2.5	FINANCIACIÓN.....	77
2.6	FLUJO DE CAJA	78
2.7	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD TIR Y VAN VS PRECIO GNL	79
2.8	DESGLOSE DE COSTES TREN DE LICUACIÓN	80
	DOCUMENTO N° 3: ANEXOS	82
I.	ANEXO A: DIAGRAMA DE MOLLIER DEL PROPANO	1
II.	ANEXO B: FLUJOS DE CAJA	85
III.	ANEXO C: CATÁLOGO DE FABRICANTES	89
IV.	ANEXO D: PLANOS	117

ÍNDICE DE FIGURAS

<i>Figura 1: Evolución del Mercado del GNL</i>	<i>6</i>
<i>Figura 2: Mercado de GNL: Exportaciones</i>	<i>7</i>
<i>Figura 3: Evolución mercado de exportación de GNL.....</i>	<i>8</i>
<i>Figura 4: Mercado de GNL: Importaciones</i>	<i>9</i>
<i>Figura 5: Ciclo de Refrigeración.....</i>	<i>10</i>
<i>Figura 6: Crecimiento estimado tecnologías de licuación.</i>	<i>12</i>
<i>Figura 7: Curva de enfriamiento MR (AP-C3MR)</i>	<i>13</i>
<i>Figura 8: Esquema proceso AP-C3MR</i>	<i>14</i>
<i>Figura 9: Esquema proceso AP-X</i>	<i>16</i>
<i>Figura 10: Esquema proceso Conocco-Phillips Optimizado.....</i>	<i>17</i>
<i>Figura 11: Esquema proceso Linde en cascada de fluido mixto.</i>	<i>18</i>
<i>Figura 12: Proceso DMR Shell.....</i>	<i>19</i>
<i>Figura 13: Esquema proceso Liquefin de Axens.....</i>	<i>20</i>
<i>Figura 14: Mapa Ubicación del Proyecto Gorgon LNG</i>	<i>22</i>
<i>Figura 15: % Accionarial por Empresa</i>	<i>23</i>
<i>Figura 16: Esquema general del Proceso de licuación AP/C3MR.....</i>	<i>30</i>

ÍNDICE DE TABLAS

<i>Tabla 1: Buque vs Gasoducto. Ventajas e Inconvenientes.....</i>	<i>5</i>
<i>Tabla 2: Características generales proyecto Gorgon LNG.....</i>	<i>21</i>
<i>Tabla 3: Condiciones de P-T Feed Gas.....</i>	<i>24</i>
<i>Tabla 4: Composición Feed Gas Pre-tratado.....</i>	<i>24</i>
<i>Tabla 5: Corriente de entrada de GN.....</i>	<i>26</i>
<i>Tabla 6: Condiciones P y T del GNL.....</i>	<i>27</i>
<i>Tabla 7: Composición GNL objetivo</i>	<i>27</i>
<i>Tabla 8: Preenfriamiento. Temperatura y Presión FG.....</i>	<i>31</i>
<i>Tabla 9: Preenfriamiento. Temperatura y Presión MR.....</i>	<i>31</i>
<i>Tabla 10: Preenfriamiento. Equipos.....</i>	<i>33</i>
<i>Tabla 11: Preenfriamiento. Especificaciones Alimentación de Propano “Corriente 101”.....</i>	<i>34</i>
<i>Tabla 12: Preenfriamiento. Especificaciones válvulas de expansión.....</i>	<i>34</i>
<i>Tabla 13: Preenfriamiento. Especificaciones evaporadores</i>	<i>35</i>
<i>Tabla 14: Preenfriamiento. Especificaciones flashes cascada de propano</i>	<i>36</i>
<i>Tabla 15: Preenfriamiento. Especificaciones splitters cascada de propano</i>	<i>36</i>
<i>Tabla 16: Preenfriamiento. Tabla resumen de variables.....</i>	<i>38</i>
<i>Tabla 17: Licuación y subenfriamiento. Equipos</i>	<i>41</i>
<i>Tabla 18: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones válvulas de expansión.....</i>	<i>42</i>
<i>Tabla 19: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones intercambiador criogénico</i>	<i>43</i>
<i>Tabla 20: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones flashes.....</i>	<i>44</i>
<i>Tabla 21: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones compresores MR.....</i>	<i>45</i>
<i>Tabla 22: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones refrigeradores agua de mar.....</i>	<i>45</i>
<i>Tabla 23: Licuación y subenfriamiento. Caudal agua de mar.....</i>	<i>46</i>
<i>Tabla 24: Licuación y subenfriamiento. Tabla resumen de variables</i>	<i>47</i>
<i>Tabla 25: Acondicionamiento de propano. Equipos.....</i>	<i>48</i>
<i>Tabla 26: Acondicionamiento de propano. Especificaciones compresor</i>	<i>49</i>
<i>Tabla 27: Acondicionamiento de propano. Especificaciones condensadores hidrocarburos pesados.....</i>	<i>50</i>

<i>Tabla 28: Acondicionamiento de propano. Especificaciones evaporadores</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 29: Acondicionamiento de propano. Especificaciones flashes</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 30: Acondicionamiento de propano. Especificaciones refrigerador agua de mar</i>	<i>52</i>
<i>Tabla 31: Acondicionamiento de propano. Especificaciones caudal agua de mar</i>	<i>52</i>
<i>Tabla 32: Acondicionamiento de propano. Especificaciones válvulas de expansión</i>	<i>53</i>
<i>Tabla 33: Acondicionamiento de propano. Especificaciones splitters</i>	<i>54</i>
<i>Tabla 34: Acondicionamiento de propano. Tabla resumen de variables.....</i>	<i>55</i>
<i>Tabla 35: Resultado condiciones GNL a almacenamiento</i>	<i>57</i>
<i>Tabla 36: Resultado composición GNL a almacenamiento</i>	<i>57</i>
<i>Tabla 37: Comparativa GNL objetivo / GNL obtenido.....</i>	<i>58</i>
<i>Tabla 38: Resultado condiciones corriente de hidrocarburos pesados a condensar.....</i>	<i>59</i>
<i>Tabla 39: Resultado composición corriente de hidrocarburos pesados</i>	<i>60</i>
<i>Tabla 40: Resultados refrigeradores de mar</i>	<i>61</i>
<i>Tabla 41: Resultados dimensionamiento Intercambiador Q31.....</i>	<i>62</i>
<i>Tabla 42: Resultados dimensionamiento Intercambiador Q32.....</i>	<i>62</i>
<i>Tabla 43: Resultados dimensionamiento Intercambiador Q21.....</i>	<i>63</i>
<i>Tabla 44: Error de estimación ΔP intercambiadores</i>	<i>64</i>
<i>Tabla 45: Resultado consumos de potencia Intercambiadores criogénicos</i>	<i>65</i>
<i>Tabla 46: Resultados simulación. Compresores.....</i>	<i>66</i>
<i>Tabla 47: Especificaciones bombas proceso</i>	<i>67</i>
<i>Tabla 48: Desglose Inversión total por Área de la planta de GNL</i>	<i>76</i>
<i>Tabla 49: Tabla de Ingresos Proyecto Gorgon LNG.....</i>	<i>77</i>
<i>Tabla 50: Financiación Gorgon LNG.....</i>	<i>78</i>
<i>Tabla 51: Activos amortizables.....</i>	<i>79</i>
<i>Tabla 52: Desglose de costes tren de licuación.....</i>	<i>80</i>

Resumen

El proyecto abarca el estudio, análisis y dimensionamiento del tren de Licuación Gas Natural del proyecto Gorgon LNG basado en la tecnología AP/C3MR de Air Products. Este estudio cubre toda la evolución del gas natural dentro del tren de licuación, antes de ser enviado a los tanques de almacenamiento, apoyándose en procesos de simulación informática.

Como parte de este proyecto, se realiza una propuesta de todos los equipos (intercambiadores de calor, turbinas de gas, compresores, etc.) necesarios para la consecución del proceso teniendo como base los datos resultantes del proceso de simulación llevado a cabo.

Una vez realizada tanto la simulación del proceso como la propuesta de equipos, se hace una valoración económica del proyecto que confirme la viabilidad de este tipo de tecnología, enmarcándola en el mercado de combustibles actual.

Abstract

The project involves the study, analysis and dimensioning of the Natural Gas Liquefaction Train of the Gorgon LNG project based on Air Products' AP/C3MR technology. This study covers the whole evolution of the natural gas as it passes through the liquefaction train, before being sent to the storage tanks, relying on computer simulation processes.

As part of this project, it is made a proposal for all the equipment (heat exchangers, gas turbines, compressors, etc.) that is needed for the realization of the process, taking the results of the simulation process as the database for this matter.

Once both, the simulation of the process and the proposal for the equipment, are made, it is presented an economical assessment of the project to confirm the feasibility of this kind of technology, framing it in the current fuel market.

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LA ENERGÍA**

DEPARTAMENTO DE
ENERGÍA Y COMBUSTIBLES

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto
Gorgon LNG

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

ALEJANDRO BLANCO TORRES

JUNIO DE 2015

1 Objetivo y alcance del proyecto

Estudio, Análisis y Comprensión de todos los procesos involucrados en la licuación del Gas Natural mediante el proceso en Cascada de Propano C3MR de la empresa Air Products así como el dimensionamiento de la planta y su análisis y económico.

El alcance del Proyecto cubre los siguientes puntos:

1. Simulación del proceso de licuación
2. Análisis de resultados obtenidos
3. Dimensionamiento de la planta
4. Propuesta de Equipos de proceso (bombas, intercambiadores de calor, etc.)
5. Análisis económico de la planta

2 Antecedentes

La demanda de energía global se encuentra en aumento y el gas natural (GN) ha obtenido gran relevancia por ser considerado un combustible limpio. Cuando se alcanzan distancias mayores a los 4000 km desde el foco de producción hasta el destino, la forma más rentable de transportar el GN es como gas natural licuado (GNL). En la actualidad el GN representa un total de un cuarto de todo el consumo global de energía. El GNL en particular ha sido la fuente de suministro de gas natural con mayor índice de crecimiento (7% al año desde el año 2000) y representa, a día de hoy, el 10% de la demanda global de energía (www.igu.org). Con un mercado mundial en pleno desarrollo y una perspectiva global con fuertes tendencias a la globalización y el libre comercio, es evidente la importancia de los procesos de licuefacción del gas natural.

El número de plantas instaladas ha tenido un crecimiento significativo desde 1960, al igual que las mejoras operacionales. Actualmente las plantas son capaces de procesar más de 4 MTPA de GN.

En cuanto a volumen de producción, la capacidad nominal de licuación de GN a finales del 2013 se situó en los 290,7 MTPA y se espera que entre 2015-2018 este valor aumente en 100 MT. Australia liderará este camino, con 62 MT de producción adicionales a finales del 2018, convirtiendo a este país en el mayor exportador de GNL del mundo.

3 El Gas natural licuado

Se llama Gas natural licuado (GNL) al gas natural en estado líquido. El GNL es obtenido cuando el GN es enfriado hasta su punto de burbuja (o incluso a temperaturas inferiores) a presión atmosférica, el cual coincide con una temperatura de -161 °C aproximadamente. En este punto, su densidad es un 55% menor a la del agua y se reduce su volumen 600 veces. La reducción de su volumen no solo favorece su transporte (utilizando barcos de GNL) sino que facilita también su almacenamiento en tanques.

Dentro de la cadena del ciclo del gas, hay una etapa de transporte desde la producción hasta la distribución. Las formas mayoritarias de transporte son por gasoducto y por buque. Aunque el transporte de gas natural se realiza mayoritariamente por gasoducto, el transporte por metanero va aumentando en cantidad y en porcentaje respecto a la cantidad exportada. Algunos países sólo reciben GNL (Japón, Corea del Sur, India), y otros países que tienen previsto aumentar la importación, sólo podrán hacerlo con GNL.

El buque presenta ciertas diferencias respecto al transporte por tubo:

- Se pueden cambiar las rutas: para un mismo origen puede haber diferentes destinos, y para un mismo destino puede haber diferentes orígenes.
- Pueden realizarse mayores opciones de compra-venta de producto, antes y durante el transporte.
- Para grandes distancias y grandes cantidades, el transporte por buque tiene un coste unitario de transporte más bajo que el gasoducto.
- A pequeñas distancias el transporte por buque tiene un coste unitario mayor que el gasoducto, debido al coste de las instalaciones (en origen, de transporte y en destino), responsables de una gran inversión inicial.

En la Tabla 1 se enumeran las principales ventajas e inconvenientes de cada forma de transporte:

Tabla 1: Buque vs Gasoducto. Ventajas e Inconvenientes

Medio	Ventajas	Inconvenientes
Buque	Muy bajo costo específico. Consumo energético óptimo. Navega por aguas internacionales.	Elevada inversión inicial, usualmente además en países conflictivos. Exige importantes capacidades de almacenamiento en tierra. Se ve afectado por las condiciones meteorológicas. Origen de posibles problemas contra la seguridad.
Gasoducto	Bajo coste específico. Gran simplicidad operacional. Bajo consumo energético. Elevadísimas posibilidades de automatización. Continuidad de servicio. Altísima fiabilidad.	Escasa flexibilidad ante cambios en la localización del consumo. Obligación de paso por zonas usualmente muy “inestables”.

4 El mercado del GNL en la actualidad

Los volúmenes de GNL que se comercializan a día de hoy son muy superiores a los de la pasada década, signo inequívoco de la proliferación de este tipo de tecnología y de su carácter capital dentro de la industria energética mundial. En 2013, la cantidad de GNL intercambiado rondó las 236,8 MT, situando a Catar como el principal país exportador de GNL (~ 40 % de las exportaciones mundiales) y a Japón como el mayor importador del mundo con un 37 % del volumen total.

La región de Asia Pacífico continuó liderando la tasa de crecimiento de demanda (+7,7 MT), gracias a los consumos cada vez mayores de Corea del Sur y China. Sin embargo, se experimentó una caída de las importaciones en Europa de aproximadamente 14,6 MT, como consecuencia de la caída en consumo de energía de países como España, Reino Unido o Francia.

El número de países importadores de GNL continua en aumento. Desde finales del 2008 hasta el 2012, países como Brasil, Canada, Chile, Kuwait, Indonesia, Holanda, Tailandia o los Emiratos Árabes Unidos se han unido a esta lista, formando un conglomerado de 29 países importadores de este tipo de combustible. La Figura 1 muestra la evolución experimentada por el mercado del GNL y el número de países tanto importadores como exportadores de éste.

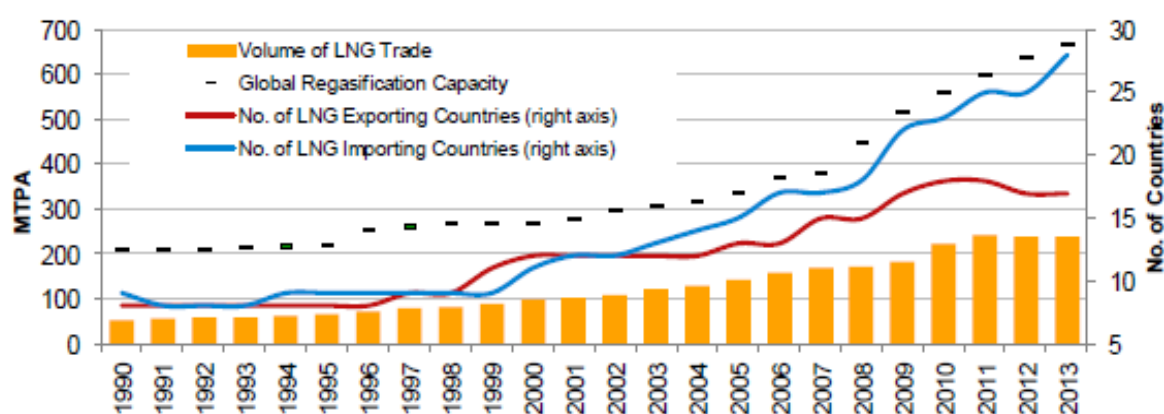


Figura tomada de: IGU World LNG Report 2014 (www.igu.org)

Figura 1: Evolución del Mercado del GNL

4.1 Exportaciones

A finales del 2013, un total de 17 países formaban parte del grupo de países exportadores de GNL. Los intercambios de GNL en 2013 experimentaron un gran aumento en el Area de Asia Pacífico y en Oriente Medio, concretamente en Yemen (+2,1 MT), Malasia (+1,6 MT) y Australia (+1,4 MT). En la Figura 2 se muestra la distribución global de exportaciones de GNL por país y el incremento anual experimentado entre 2012 y 2013.

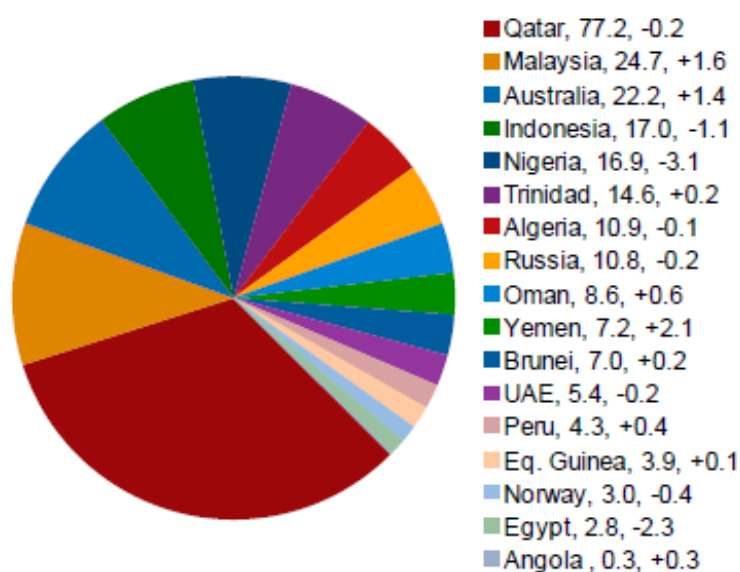


Figura tomada de: IGU World LNG Report 2014 (www.igu.org)

Figura 2: Mercado de GNL: Exportaciones

Historicamente, la región de Asia Pacífico ha sido la mayor fuente de exportaciones de GNL a nivel mundial. Sin embargo, se han visto complementados, y finalmente, sobrepasados por la capacidad de producción de Oriente Medio a partir del 2006. Este crecimiento se debe a los grandes desarrollos llevados a cabo en Catar, donde la capacidad de producción se ha triplicado, desde las 25,5 MTPA en 2006 hasta las 77,0 MTPA de 2011.

En 2013, Oriente Medio suministró un total del 42 % del GNL mundial (98,5 MT), mientras que Asia Pacífico llegó hasta un 30 % del total (70,9 MT). Los volúmenes de exportación de países como Nigeria, Guinea Ecuatorial, Algeria, Egipto o Angola situaron a Africa como la tercera región con mayor producción del mundo, con un 15 % de la cantidad total (34,8 MT). La Figura 3 muestra la evolución de las exportaciones por región durante el periodo 1990-2013.

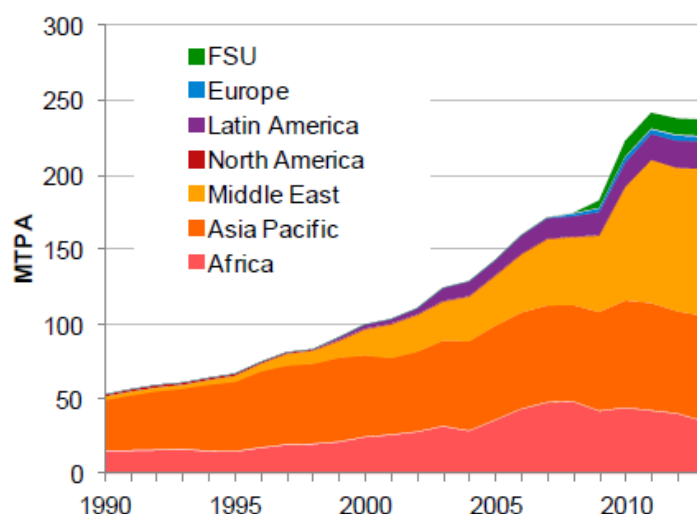


Figura tomada de: IGU World LNG Report 2014 (www.igu.org)

Figura 3: Evolución mercado de exportación de GNL

4.2 Importaciones

El número de países que importan GNL duplica el número de exportadores, con un total de 29 países, liderados en solitario por la región de Asia Pacífico con un total del 61 % de cuota de mercado. Los principales países importadores de esta región son, en primer lugar Japón, seguido por Corea del Sur y Taiwan.

Europa es la segunda región que más importa este combustible, con un 14 % del volumen total, con España y Reino Unido como máximos importadores de esta región.

Siguiendo de cerca a Europa se encuentra la región asiática con un total del 13 % del volumen, representados por China e India. La Figura 4 muestra la distribución de las importaciones de GNL por país y el incremento anual experimentado entre 2012 y 2013.

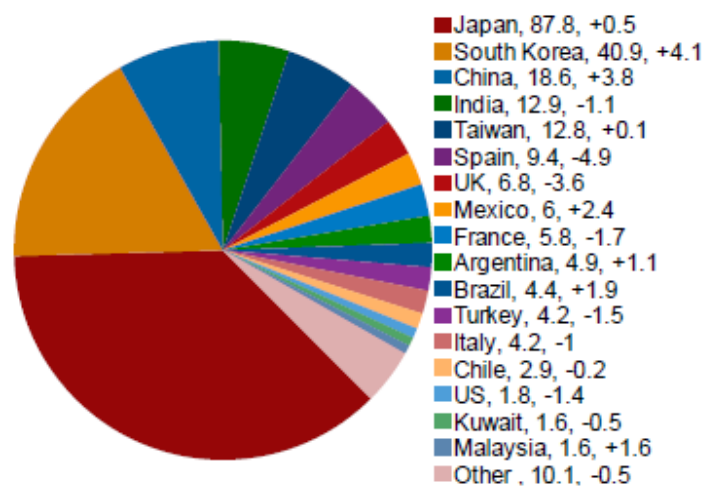


Figura tomada de: IGU World LNG Report 2014 (www.igu.org)

Figura 4: Mercado de GNL: Importaciones

5 Tecnologías de licuación

5.1 Fundamentos del proceso de licuación

Para entender el proceso de licuación, es intuitivo acudir primero a un ciclo frigorífico común. Un ciclo de refrigeración utiliza los cambios de temperatura y presión de un componente (puro o mezclado), denominado refrigerante, con el fin de transmitir calor de una zona fría (o fluido) a una zona caliente (o fluido). En la Figura 5 se muestra un esquema simple de este ciclo, en el que figuran un condensador, un evaporador, una válvula de expansión y un compresor.

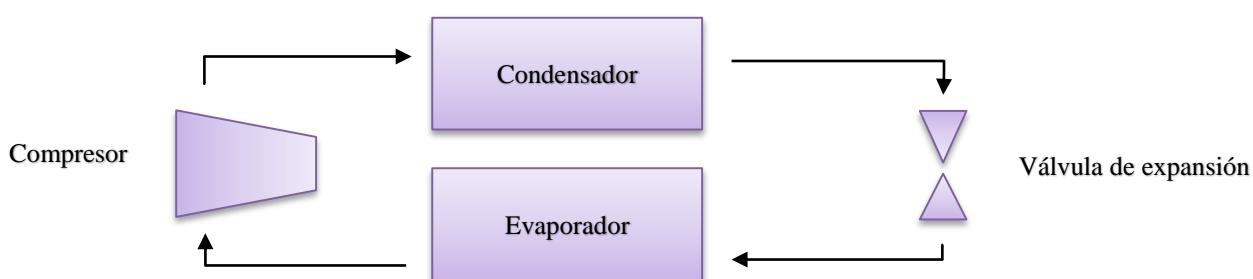


Figura 5: Ciclo de Refrigeración

El objetivo principal es lograr que el refrigerante se evapore, absorbiendo calor (y por tanto disminuyendo temperatura) del gas natural en un intercambiador de calor denominado, por ello, evaporador. Posteriormente el refrigerante condensará, evacuando calor al aire ambiente o a otra sustancia a una temperatura bastante mayor que la de evaporación.

Por un lado, cuanta más diferencia haya entre las temperaturas de evaporación y de condensación y las temperaturas del interior del evaporador y del ambiente, tanto más fácilmente funcionará el ciclo. Por otro lado cuanta menos diferencia de temperatura haya entre las corrientes, mejor integrado energéticamente estará el proceso y menor autoconsumo tendrá la instalación.

Como detalles importantes se podrían citar:

- Si el refrigerante trabaja a una presión menor en el evaporador, la temperatura de evaporación del refrigerante es menor, lo cual permite refrigerar más “la nevera”, consiguiendo temperaturas aún menores dentro de la nevera.
- Si se escoge un refrigerante de menor peso molecular, es posible conseguir temperaturas de evaporación del mismo aún menores.

Estos dos detalles son los que se utilizan para los diferentes sistemas de licuación del gas natural.

Los distintos sistemas de licuación ofertados en la actualidad se corresponden todos ellos en la combinación de diferentes ciclos frigoríficos, acompañados habitualmente de una expansión final del producto. La idea principal es la misma en todos ellos y sólo varía la forma de llevarla a cabo: refrigerantes usados, tipo de intercambiadores utilizados, integración de la separación de GLPs, sistema empleado de compresión y turbinas.

Actualmente, las tecnologías de licuación más conocidas son las pertenecientes a las empresas Air Products, Conocco-Phillips, Linde, Shell y Axens, siendo éstas las nombradas a continuación:

- Proceso Air Products: APCI processes (APCI C3/MR™, Split MR™, APCI AP-X™)
- Proceso de cascada Conocco-Phillips optimizado. Phillips Optimized Cascade process (COP™)
- Proceso Linde en cascada de fluido mixto. Linde Mixed Fluid Cascade process (MFCP™)
- Procesos Shell de doble refrigerante mixto y de refrigerante mixto en paralelo. Shell process: Double Mixed Refrigerant (DMR™) and Parallel Mixed Refrigerant (PMR™)
- Proceso Liquefin de Axens. Axens Liquefin™ process

Air Products es la clara dominadora en el mercado actual de licuefacción de gas natural, en 2013, de las cinco tecnologías utilizadas a nivel mundial, los procesos de GNL de Air Products cubrían un 82% de la capacidad mundial. El proceso AP-C3/MR™, fue la tecnología más utilizada en el 2013, contando con un 51% de la capacidad total.

En cuanto a crecimiento de las tecnologías nombradas, se espera que el % de participación en el mercado de Air Products caiga debido a los desarrollos llevados a cabo por la competencia. A propósito de esto, en la Figura 6 se puede apreciar las estimaciones de crecimiento que se tendrá de cada tecnología, siendo interesante remarcar el gran crecimiento de Conoco-Phillips debido a la implantación de su proceso en cascada optimizado en un gran número de proyectos a corto y largo plazo.

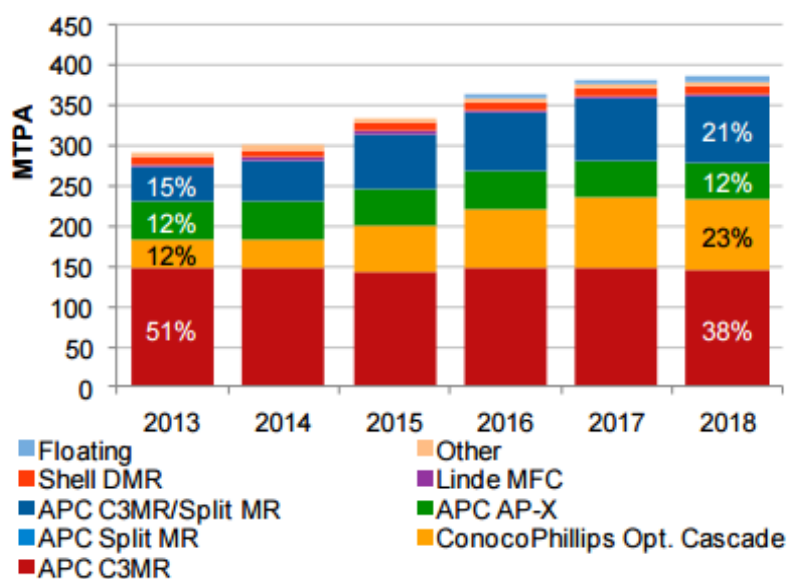


Figura tomada de: IGU World LNG Report 2014 (www.igu.org)

Figura 6: Crecimiento estimado tecnologías de licuación.

A continuación se hace una breve descripción de cada una de las tecnologías con el objetivo de poder ver las diferencias existentes entre cada una de ellas.

5.2 Proceso Air Products: APCI processes (APCI C3/MR™, Split MR™, APCI AP-X™)

La empresa Air Products dispone de tres procesos diferentes para la licuación de GN, cada uno de ellos diseñado con el objetivo de poder adaptarse a tamaños y capacidades de planta cada vez mayores.

De estos tres procesos, el más conocido es el C3/MR™, abarcando casi la mitad de la capacidad mundial de licuación de GN. Esta licencia se caracteriza por la utilización de una cascada de propano para el pre-enfriamiento y un intercambiador de refrigerante mixto para la licuación y sub-enfriamiento.

El refrigerante mixto consiste en una combinación de hidrocarburos: propano, etano, metano, nitrógeno, que no es fija, sino que se varía en función del gas natural entrante, permitiendo así ajustar su curva de calentamiento a la de enfriamiento del GN a licuar (Figura 7).

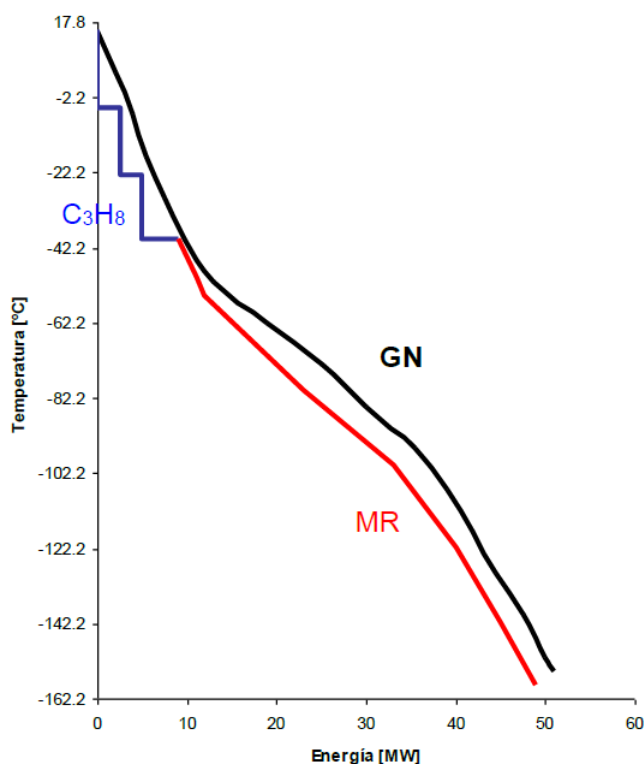
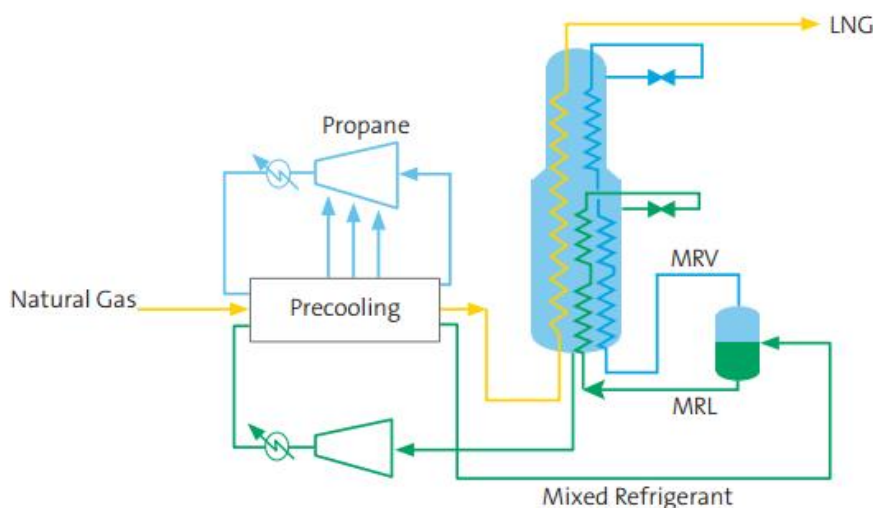


Figura 7: Curva de enfriamiento MR (AP-C3MR)

Un esquema básico del proceso C3MR puede verse en la Figura 8. El GN procedente de la unidad de pre-tratamiento (deshidratación y eliminación de elementos ácidos) es pre-enfriado con propano hasta unos -35 °C. Después de esto, el GN atraviesa el intercambiador criogénico principal donde es licuado y sub-enfriado hasta temperaturas que oscilan entre los -150 °C y -162 °C.



Fuente: www.airproducts.com

Figura 8: Esquema proceso AP-C3MR

Para pre-enfriar el GN, el propano es comprimido a presiones lo suficientemente altas como para que éste condense utilizando agua o aire. El propano líquido sufre entonces sucesivas expansiones en distintas etapas, reduciendo más aún su temperatura y permitiéndole suministrar la refrigeración necesaria.

Por su parte, el refrigerante mixto, perteneciente al proceso de licuación y sub-enfriamiento, sale por la parte inferior del intercambiador principal a 4 bar, y entra en los distintos compresores, con etapas de refrigeración intermedias hasta llegar a 60 bar. Tras ser refrigerado por aire (o agua de mar), se enfría en el evaporador de propano y se lleva a un separador flash para separar las fases líquida y gaseosa del refrigerante. La fase líquida y la fase gaseosa se introducen desde abajo para que se enfríen mientras ascienden por el intercambiador. A medio cuerpo la fracción pesada del refrigerante mixto ha disminuido su temperatura y tiene dos fases, por lo que se saca del intercambiador, se condensa mediante una expansión y se introduce de nuevo como una lluvia líquida que ayuda a disminuir la temperatura del cuerpo inferior del intercambiador.

El refrigerante mixto en fase gaseosa pasa por un segundo intercambiador en el cuerpo superior, se extrae, se expansiona (y con ello condensa), y se introduce por la parte superior en forma de

lluvia, que llega al cuerpo inferior y se mezcla con la lluvia de la fracción pesada. El refrigerante mixto al llegar al fondo del intercambiador tiene ya una presión de sólo 4 bar_a y unos - 35 °C, con lo que se lleva de nuevo a las etapas de compresión y el posterior enfriamiento con propano.

Desde el punto de vista del gas natural, dentro del intercambiador principal tiene que pasar por dos cuerpos. En el cuerpo inferior del intercambiador el GN se licúa mediante las dos corrientes de refrigerante que, mezclados, circulan por el exterior de los tubos (zona carcasa) de GNL y de los refrigerantes entrantes hacia el fondo del intercambiador. En el cuerpo superior se subenfía mediante una corriente descendente de refrigerante mixto (fase ligera) en forma de lluvia.

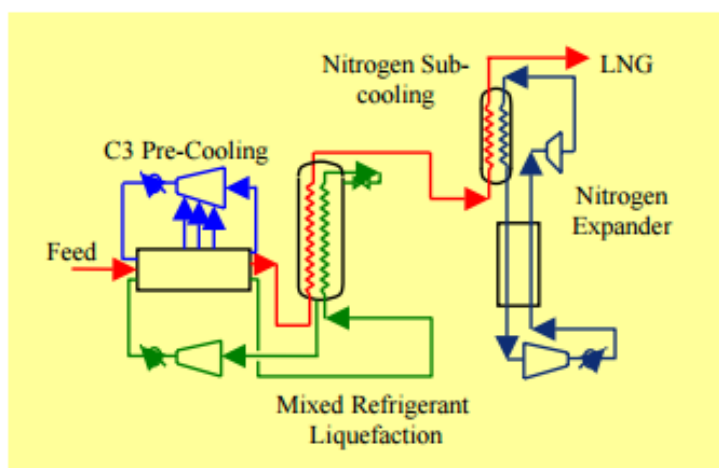
El proceso denominado Split MR consiste únicamente en la forma en que se distribuyen los compresores. Esta idea surgió de observar que la compresión del propano requiere la cuarta parte de la potencia de compresión, por lo que se divide la compresión del refrigerante mixto en tres compresores. Así, en un tren C3MR, el método Split MR consiste en tener 3 compresores del refrigerante mixto (BP, MP, AP), de forma que una turbina GE tipo 7000 (Frame 7EA) impulsa al compresor de propano y al compresor de alta presión del refrigerante mixto y otra turbina GE tipo 7000 (Frame 7EA) impulsa los compresores de baja presión y media presión del refrigerante mixto (por eso Split MR, porque se divide la compresión del MR en el impulso de dos turbinas distintas). Ambas turbinas suelen contar también con un motor eléctrico que se utiliza para las puestas en marcha y para ayudar a la impulsión en caso necesario (por ejemplo si aumenta la temperatura exterior, lo cual disminuye mucho el rendimiento de las turbinas).

El proceso “Dual MR” de Air products consiste básicamente en sustituir la cascada de propano por un preenfriamiento con un refrigerante mixto y en utilizar para el preenfriamiento un intercambiador de tipo Coil-Wound en lugar de los de tipo Kettle del preenfriamiento de propano, permaneciendo igual el resto del ciclo.

El proceso AP-X está diseñado para satisfacer los requerimientos de plantas de licuefacción de gran capacidad. El proceso consta de un único tren de licuación y puede configurarse con un pre-enfriamiento de propano o de refrigerante mixto dependiendo de las condiciones ambientales y la localización de la planta. Se espera que esta tecnología sea la más eficaz económica del mercado del GNL. Este sistema tiene la ventaja de que tiene mayor capacidad, y es compatible con una instalación C3MR, pues sólo es necesario añadir el intercambiador y ciclo de nitrógeno (por eso tiene la X, de “eXpandable”). El ciclo de nitrógeno tiene un

compresor de 20 bar a 70 bar, y un sistema de turbina de expansión (en vez de válvula) para disminuir el consumo del tren.

El esquema de este proceso se presenta a continuación en la Figura 9.



Fuente: www.airproducts.com

Figura 9: Esquema proceso AP-X

5.3 Proceso de cascada Conocco-Phillips optimizado. Phillips Optimized Cascade process (COP™)

El proceso de licuación de Conocco-Phillips fue concebido con el objeto de diseñar un ciclo de refrigeración que pudiera ser utilizado en la licuación de gas natural y que permitiese arranques sencillos y una operación suave para un amplio rango de volúmenes y de composiciones de gas de alimentación.

Esta tecnología utiliza tres refrigerantes diferentes: propano, etileno y metano, con los que se va disminuyendo cada vez más la temperatura del GN. Cada uno de estos refrigerantes pertenece a ciclos de refrigeración diferentes, con tres presiones cada uno. El propano se eligió por su gran disponibilidad en cantidad por todo el mundo, el etileno porque condensaría el

metano a una presión sobre la atmosférica y podría ser condensado con propano y el metano por su disponibilidad en la cadena de gas.

La Figura 10 muestra un diagrama de bloques del proceso Conocco Phillips, donde se observa que al ir disminuyendo las temperaturas es posible separar el propano y el butano (GLP) mediante columnas de destilación a baja temperatura. La condensación de los productos más pesados busca: la venta de GLP y la obtención de líquido refrigerante para reponer el refrigerante utilizando en el propio proceso. De hecho, una de las críticas que se realizan al proceso Phillips es la necesidad de tener almacenamiento de sustancias puras: propano, etileno y metano. En el resto de procesos se observa una tendencia a utilizar refrigerantes mixtos, que son una mezcla de hidrocarburos, evitando la necesidad de almacenamientos puros, aunque en contra tiene que, en paradas, el proceso Connoco Phillips almacena el refrigerante, mientras que el proceso Air Products tiene que quemarlo en antorcha puesto que es una mezcla de sustancias.

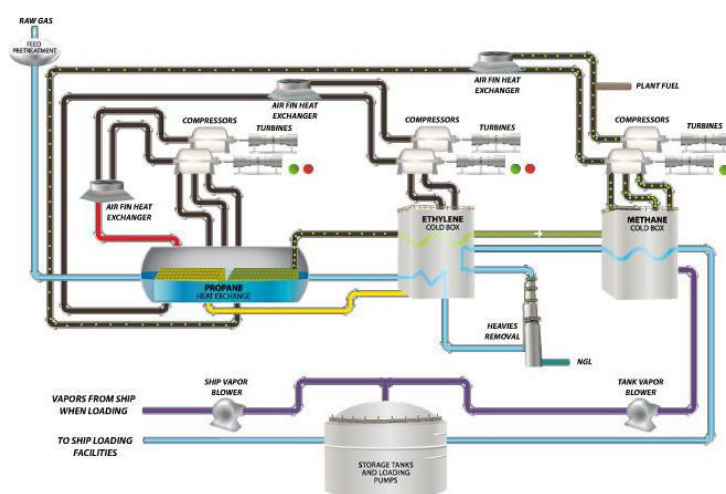


Figura tomada de: www.lnglicensing.conocophillips.com

Figura 10: Esquema proceso Conocco-Phillips Optimizado.

Tras el paso del gas natural por el tren de licuefacción, se expande el GNL hasta casi presión atmosférica, consiguiendo la temperatura y presión de almacenamiento. En la actualidad el proceso ha cambiado ligeramente, realizando la última etapa de enfriamiento del GNL de modo abierto, consiguiendo con ello que el gas remanente del GNL producido se mezcle con el último

refrigerante y facilitando así el intercambio térmico por mezcla, así como el aprovechamiento del gas generado y el control de su composición.

5.4 Proceso Linde en cascada de fluido mixto. Linde Mixed Fluid Cascade process (MFC™)

Esta tecnología surge como un desarrollo de las compañías Statoil y Linde, junto con el soporte académico del Instituto Tecnológico de Noruega. Partía de su experiencia como fabricante de intercambiadores, equipos criogénicos de separación de aire (método Linde), y plantas GNL de tamaño medio y bajo.

El proceso consta de tres ciclos de refrigeración cerrados independientes: pre-enfriamiento, compuesto por propano y etano; licuación, compuesto por etano y metano; y sub-enfriamiento, compuesto por etano, metano y nitrógeno. Los dos primeros ciclos proporcionan refrigeración a dos niveles de presión diferentes (AP y BP), mientras que el ciclo SCR consta únicamente de un nivel de presión.

La recuperación de GLP se realiza con la utilización de parte de la corriente proveniente del ciclo de licuación. El ciclo de GLP está integrado a la planta de licuación.

La Figura 11 muestra el esquema del proceso descrito.

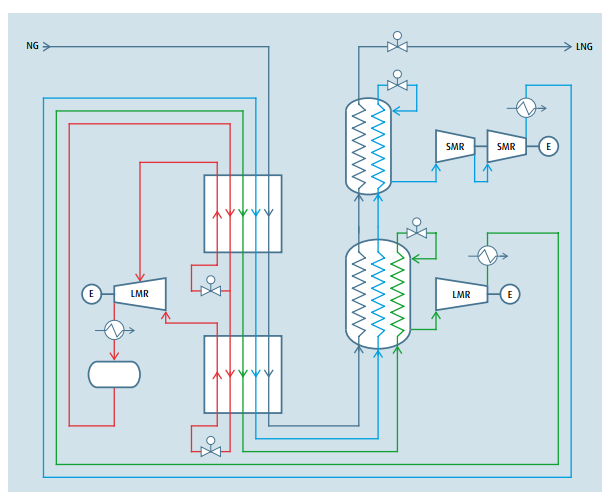


Figura tomada de: <http://www.linde-engineering.com>

Figura 11: Esquema proceso Linde en cascada de fluido mixto.

5.5 Procesos Shell de doble refrigerante mixto y de refrigerante mixto en paralelo. Shell process: Double Mixed Refrigerant (DMR™) and Parallel Mixed Refrigerant (PMR™)

La compañía Shell es la responsable del desarrollo de dos tecnologías de licuación: DMR (Dual Mixed Refrigerant), y el PMR (Parallel mixed refrigerant).

El DMR es un proceso conceptualmente idéntico al C3MR de Air products, salvo en la utilización de un refrigerante mixto en el pre-enfriamiento, motivo por el cual Shell denomina al proceso de doble refrigerante mixto (DMR), y que utiliza el mismo criterio de dos trenes en uno llevado al extremo: dos trenes completos en paralelo. La Figura 12 muestra el esquema de esta tecnología.

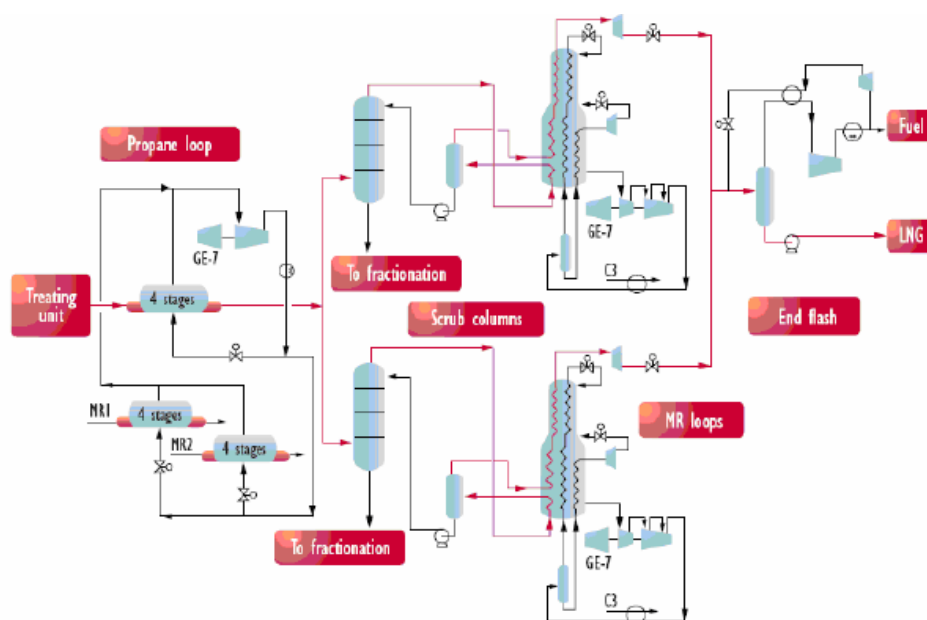


Figura 12: Proceso DMR Shell

El PMR es un proceso muy parecido al C3MR de Air Products, teniendo incluso un pre-enfriamiento de propano. Como diferencias, el ciclo de propano para el preenfriamiento es de 4 cascadas. Además en el intercambiador principal, la parte pesada del refrigerante mixto en vez de expandirse en una válvula se expande en una turbina criogénica. Por último el GN a la salida del intercambiador principal sufre una expansión criogénica y un flash final.

5.6 Proceso Liquefin de Axens. Axens Liquefin™ process

Tecnología desarrollada por el Instituto Francés de Petróleo y Axens Technologies con el objeto de producir un GNL más económico que con cualquier otra tecnología actual y un proceso fiable, seguro y menos dañino para el medio ambiente. Permite producir grandes capacidades con un esquema simple y compresores estándar.

La pre-refrigeración del gas se lleva a cabo mediante un refrigerante mixto que vaporiza a tres presiones distintas para favorecer el acercamiento de su curva de calentamiento con la de enfriamiento del GNL. En este proceso, el ciclo de pre-refrigeración se opera a mucha menor temperatura, bajando a intervalos de -50°C a -80°C . A estas temperaturas, el refrigerante mixto criogénico puede condensar completamente, no necesita separación de fases y además la cantidad de refrigerante criogénico se reduce sustancialmente. El enfriamiento y licuación se llevan a cabo en dos intercambiadores de placas y aletas inmersos dentro de una gran caja fría. La Figura 13 muestra el esquema de este proceso.

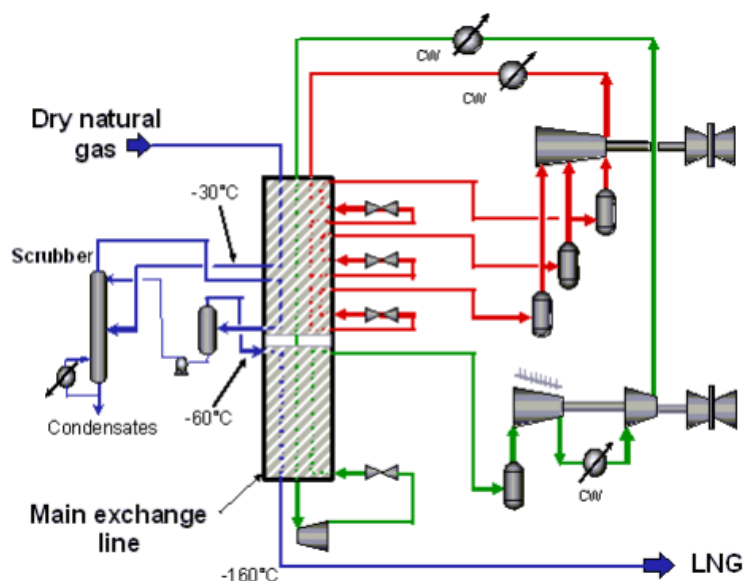


Figura tomada de: http://members.igu.org/html/wgc2003/WGC_pdffiles/10508_1045736680_32648_1.pdf

Figura 13: Esquema proceso Liquefin de Axens

6 Características generales del Proyecto “Gorgon LNG”

Gorgon LNG es un proyecto que une energía y medio ambiente con tecnología y experiencia. Se trata de uno de los proyectos de gas natural más grandes del mundo y el mayor desarrollo llevado a cabo en toda la historia de Australia.

El proyecto Gorgon explotará las reservas de los campos de gas Gorgon y Jans-lo, localizados al noroeste de Australia. El desarrollo incluye la construcción de una planta de licuefacción de GNL con una capacidad de 15,6 MTPA (millones de toneladas al año) que representará el suministro de 300 TJ de gas diarios a la zona Oeste de Australia.

Gorgon LNG incluye también el diseño, construcción y operación de instalaciones para la inyección y almacenamiento profundo de CO₂ a más de 2 km de distancia, cercano a la isla de Barrow. Esto reducirá las emisiones de gas de efecto invernadero en un 40% aproximadamente.

A continuación, en la Tabla 2, se resumen las principales magnitudes y características del proyecto:

Fuente: <https://www.chevronaustralia.com>

Tabla 2: Características generales proyecto Gorgon LNG

Producción	
Producción anual de GNL	15,6 MTPA
Energía diaria producida	300 TJ/día
Producción condensados	2000 m ³ /día
Almacenamiento	
Nº de tanques de almacenamiento de GNL	2
Capacidad de almacenamiento unitaria tanque GNL	180000 m ³
Nº de tanques de almacenamiento de condensados	4
Capacidad de almacenamiento unitaria tanque condensados	38000 m ³
Tecnología de licuación	
APCI C3/MR™ (Air Products)	

6.1 Localización del Proyecto

El proyecto Gorgon LNG se encuentra dividido en dos módulos (Figura 14), es por esto que a la hora de localizarlo se tiene que hacer referencia a dos emplazamientos diferentes:

- El primero de ellos, correspondiente a los yacimientos de gas Gorgon y Jansz-lo, que suministrarán gas a la planta de licuado, ubicado a una distancia de entre 130 km y 220 km de la costa noroeste de Australia.
- El segundo, correspondiente a la Planta de Licuefacción y Almacenamiento de Gas Natural, se encuentra en la **isla Barrow**, localizada a unos 60 km de la costa noroeste de Australia.



Figura tomada de: <https://www.chevronaustralia.com>

Figura 14: Mapa Ubicación del Proyecto Gorgon LNG

6.2 Empresas Responsables del Proyecto

Gorgon LNG es un proyecto desarrollado por un consorcio formado por las filiales australianas de tres empresas líderes en el sector energético a nivel mundial (Chevron, Shell y Mobil) junto con otras tres empresas, especializadas dos de ellas en el sector gas (Osaka Gas y Tokyo Gas) y otra en el sector eléctrico (Chubu Electric Power). La participación accionarial de cada una de estas empresas se presenta en el gráfico siguiente:

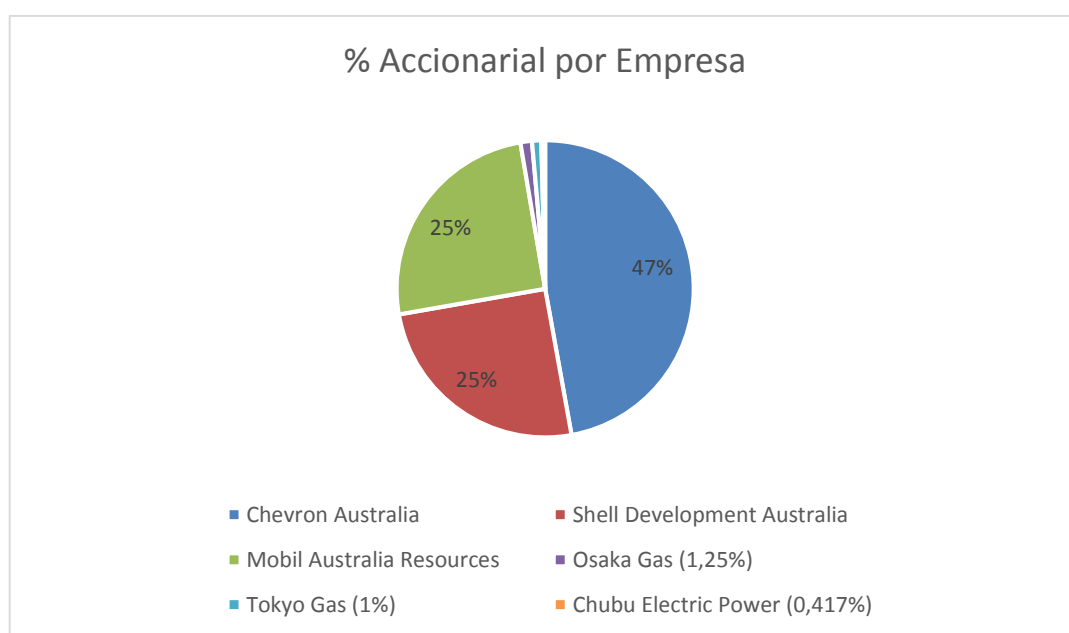


Figura 15: % Accionarial por Empresa

7 Bases de Diseño

La simulación del tren de licuación está sujeta a una serie de consideraciones previas que deben asumirse para que ésta sea lo más fiable posible, consideraciones que se expondrán en los subapartados siguientes y que cubrirán los siguientes aspectos:

- Especificaciones Gas de alimentación
- Especificaciones GNL
- Especificaciones Planta
- Consideraciones Ambientales

7.1 Especificaciones Feed Gas

Se llamará Gas de Alimentación de la planta, de ahora en adelante Feed Gas, al Gas objeto del proceso de Licuación. El Feed Gas llegará a la planta a través del gasoducto que conecta los yacimientos de Gorgon y Jansz-lo con ésta, con unas condiciones de presión y temperatura (Tabla 3); y composición (Tabla 4) específicas, no sin antes haber sido sometido a un tratamiento previo que tiene como objetivo, entre otros, la eliminación del H_2S , del H_2O y el exceso de inertes (CO_2 y N_2). Las principales razones de este pre-tratamiento buscan evitar averías (congelación de agua en intercambiadores) y pérdidas de rendimiento.

Tabla 3: Condiciones de P-T Feed Gas

Parámetro	Valor
Presión [bar]	56
Temperatura [°C]	40

Tabla 4: Composición Feed Gas Pre-tratado

Composición	(% Molar)
Metano	85,995
Etano	7,5
Propano	3,5

i-Butano	1
n-Butano	1
i-Pentano	0,3
n-Pentano	0,2
n-Hexano	0,4
n-Heptano	0
Nitrógeno	0,1
Dióxido de Carbono	0,005
Sulfuro de Hidrógeno*	0
Agua	0
Total	100

El contenido de sulfuro de hidrógeno en el Feed Gas es nulo ya que se considera una eliminación completa de éste en el proceso de desulfuración

Para saber el flujo másico entrante a cada tren, se tendrá en cuenta que la producción de la planta es aproximadamente de 15,6 MTPA de GNL, y que ésta será dividida entre 3 trenes de licuación. Resultando así que la capacidad de producción anual de cada tren es de aproximadamente 5,2 MTPA.

$$3 \text{ Trenes} = 15,6 \text{ MTPA}$$

$$1 \text{ Tren} = \frac{15,6}{3} = 5,2 \text{ MTPA}$$

Partiendo de este dato de producción se deberá contabilizar de “atrás hacia adelante” los diferentes flujos que se bifurcan de la corriente principal de proceso con el fin de aproximar el flujo másico total entrante a cada tren.

Primeramente se tiene que parte del caudal de GN que recibe la planta será utilizado como fuente de energía para los diferentes procesos de la instalación. En la actualidad, este valor ronda el 10 % del caudal total de GN entrante a la planta y debe ser sumado al caudal entrante de GN a cada tren.

$$5,2 + 0,10 \cdot 5,2 = 5,72 \text{ MTPA}$$

Por otro lado, recopilando información acerca de los procesos de condensación de hidrocarburos pesados durante el proceso de licuación del GN, se estimará que durante todo el proceso se separa aproximadamente un 16 % de la corriente principal de GN como condensados de este tipo.

En base a los datos anteriores, se tiene que el flujo total de GN de entrada será:

$$5,72 + 0,16 \cdot 5,72 = 6,64 \text{ MTPA}$$

Para el cálculo de los flujos másicos en [kg/s] y molares en [kmol/s] se considerará que la planta estará operativa 345 días al año, sirviendo los 20 días restantes para labores de mantenimiento de la planta, tanto preventivo como correctivo.

En la Tabla 5 figura el flujo total entrante a cada tren, teniendo en cuenta todas las consideraciones anteriormente expuestas.

Tabla 5: Corriente de entrada de GN

Flujo másico [kg/s]	222
Flujo molar [kmol/s]	11,3889
MMolec [kg/kmol]	19,49

7.2 Especificaciones GNL

Las condiciones de presión y temperatura del GNL comercial (Tabla 6) vendrán impuestas por la propia naturaleza líquida del mismo. El GN se encuentra en estado líquido a presión atmosférica (1 bar) a una temperatura de -161 °C, siendo estos datos, los valores de presión y temperatura objetivo del proceso de licuación en cuestión.

Tabla 6: Condiciones P y T del GNL

Parámetro	Valor
Presión [bar]	1
Temperatura [°C]	-161

La composición final del GNL obtenido puede presentar ligeras variaciones que dependerán de factores como:

- La rigurosidad del proceso de Licuación
- La composición del Feed Gas
- ...

Los valores que se espera obtener del proceso deben estar entre los rangos expuestos en la Tabla 7 para cada elemento, correspondientes a los rangos de composición de GNL comercial de diferentes regiones

(Fuente: http://www.beg.utexas.edu/energycon/lng/LNG_introduction_07.php):

Tabla 7: Composición GNL objetivo

Composición	(% Molar)
Metano	$86 < x < 99$
Etano	$0,05 < x < 10$
Propano	$0 < x < 2,5$
i-Butano	$0 < x < 0,6$
n-Butano	0
i-Pentano	0
n-Pentano	0
n-Hexano	0
n-Heptano	0
Nitrógeno	$0 < x < 1$
Dióxido de Carbono	0
Sulfuro de Hidrógeno*	0
Agua	0

7.3 Especificaciones de Planta

Se partirá de la base de que la planta:

- Trabaja durante 345 días al año
- La planta tiene un rendimiento del 90%, entendiendo como rendimiento el cociente entre la cantidad de GNL producido y el GN recibido:

$$Rendimiento = \frac{5,72 - 0,1 \cdot 5,2}{5,72} = 0,9$$

7.4 Consideraciones Ambientales

Como en cualquier otro proyecto, existe una serie de normas para con el medio ambiente que deben ser tenidas en cuenta a la hora de dimensionar y escalar todo el proceso, si bien es cierto que los valores de estas restricciones suelen variar dependiendo del país, suelen asemejarse bastante. Se ha decidido que el refrigerante utilizado para la simulación de este proceso será el agua de mar, y como consecuencia, la limitación impuesta será que el mayor incremento de temperatura que experimente el agua no debe superar los 6 °C.

$$\text{Máximo } \Delta T \text{ Agua Mar (Refrigerante)} = 6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

7.5 Definición de Esquema, Variables y Equipos del Proceso

Mediante el apoyo de la información que Air Products pone a disposición en su página web (<http://www.airproducts.com/>), junto con datos recopilados acerca del proceso, se puede perfilar el diagrama de proceso aproximado. El “Anexo D: Plano 1” muestra el diagrama completo de proceso.

Para una correcta interpretación del diagrama y de las variables que se van a definir para cada equipo y corriente, se realizará una división del diagrama de proceso general en 3 zonas diferentes, coincidentes con la función que llevará a cabo cada uno de los sub-procesos asociados a esa zona.

Las zonas que se van a definir son las siguientes:

- Pre-enfriamiento
- Licuación y sub-enfriamiento
- Acondicionamiento de propano

En los capítulos que siguen a estas líneas se detallará cada uno de estos sub-procesos, los equipos y corrientes involucrados y las variables que se fijarán para cada uno de ellos. La

Figura 16 muestra una versión simplificada del esquema del proceso en la que se pueden localizar cada uno de estos sub-procesos de manera sencilla dentro del diagrama.

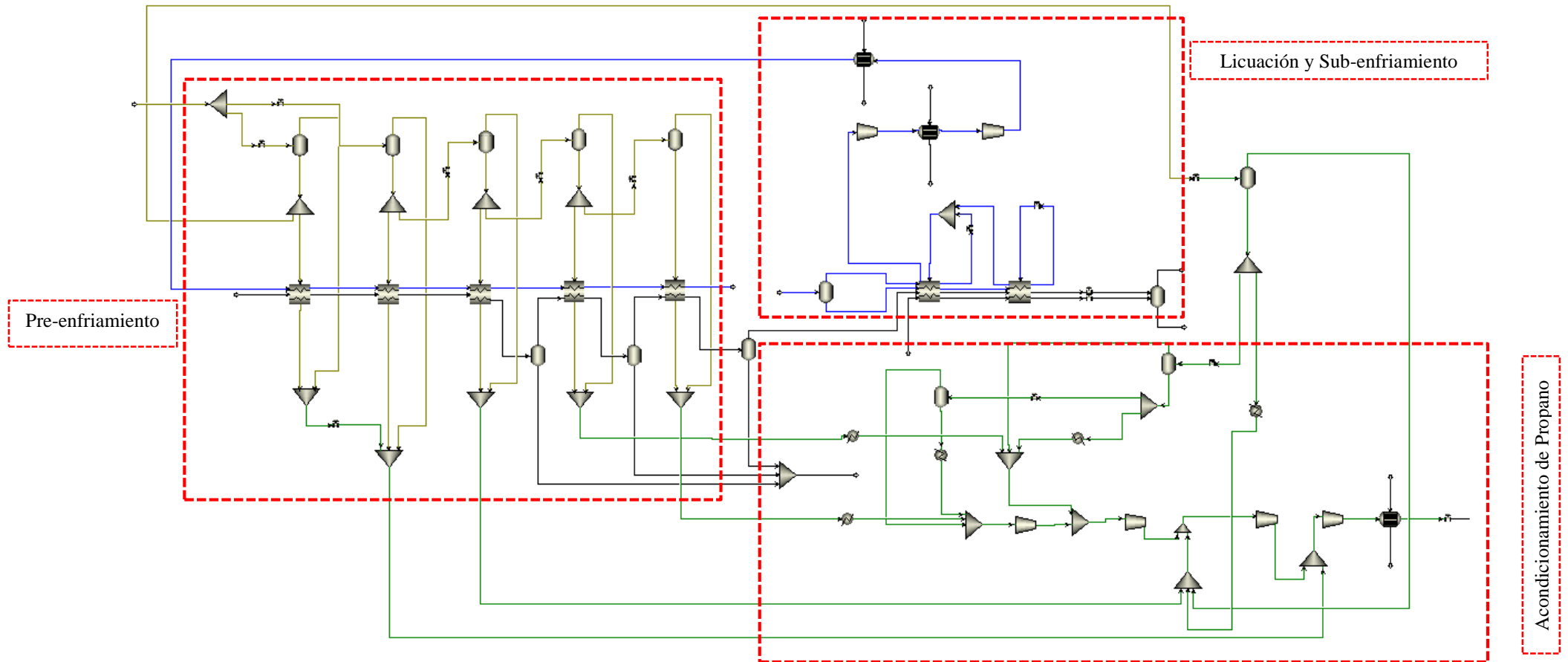


Figura 16: Esquema general del Proceso de licuación AP/C3MR

7.5.1 Pre-enfriamiento (Anexo D: Plano 1)

Se trata de el primero de los procesos a los que es sometido el Feed Gas (FG) después de pasar por las unidades de pre-tratamiento (deshidrogenación y desacidificación). El pre-enfriamiento tiene como objetivo llevar las corrientes de FG (correspondiente a la corriente FG001 del diagrama) y Refrigerante mixto (corriente MR301 del diagrama) a las condiciones de temperatura requeridas (Tabla 8 y Tabla 9 respectivamente) a la entrada al proceso de licuación y sub-enfriamiento posterior (corrientes FG009 y MR307).

Tabla 8: Preenfriamiento. Temperatura y Presión FG

Temperatura [°C]	-30
Presión [bar]	56

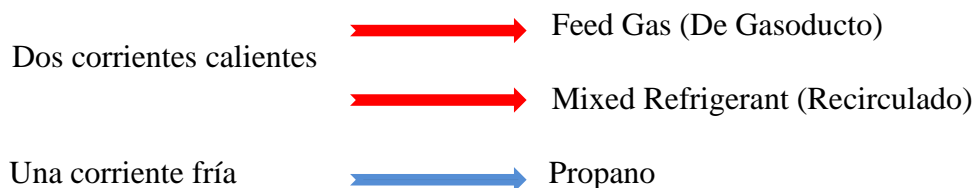
Tabla 9: Preenfriamiento. Temperatura y Presión MR

Temperatura [°C]	-30
Presión [bar]	37

Estos valores son el resultado de aunar la curva de enfriamiento (Figura 7) del MR con la temperatura y presión del GNL para almacenamiento (Tabla 6). Con esto se puede saber los requerimientos mínimos de entrada del MR y del GN al proceso de licuación y sub-enfriamiento.

El principio frigorífico de estos intercambiadores es el mismo para todos ellos, se busca que el refrigerante (propano) se evapore y absorba calor del FG y del MR, reduciendo así la temperatura de ambos.

Así se tendrá en cada evaporador tres corrientes:



La diferencia entre las temperaturas de condensación y de evaporación del refrigerante se consigue variando la presión del refrigerante. Para toda sustancia, al aumentar la presión se aumenta su temperatura de evaporación, y al disminuir presión se disminuye su temperatura de evaporación. Así se procura que cuando el refrigerante llegue al intercambiador en estado líquido se encuentre a una presión que para la temperatura del intercambiador, le obligue a vaporizar y absorber calor en el intercambiador, enfriando así su contenido. Es decir, estos equipos aprovechan la entalpía de vaporización del propano a diferentes presiones para enfriar el FG y el MR, por esto les denominaremos evaporadores.

El número de niveles de presión será función de la temperatura que se quiere conseguir y de el estado, líquido o gas, en el que se encuentra el propano a esa temperatura, para esto será necesario el apoyo del diagrama de Mollier (p-H) del mismo (Anexo A), que mostrará el comportamiento del propano a diferentes temperaturas y presiones.

La mayoría de referencias asociadas al número de niveles de presión coinciden en que el número de saltos de presión es de 5 saltos diferentes (desde aproximadamente los 8 bar de presión hasta valores un poco por encima de la presión atmosférica). A este esquema se le conoce como cascada de propano, coincidiendo cada evaporador con los diferentes niveles de presión del refrigerante.

Relacionadas con esta etapa, existen sendas extracciones correspondientes al proceso de separación de hidrocarburos pesados de la corriente principal para su posterior almacenamiento y comercialización. Estas extracciones pueden verse en el diagrama de proceso como las corrientes existentes entre los evaporadores H131 y H141 (corriente FG011), H141 y H151 (corriente FG021); y H151 y la entrada a la etapa de licuación y sub-enfriamiento (corriente FG031). Una vez se han separado estas corrientes de la corriente principal de GN, son enviadas

a unidades de fraccionamiento que permiten la obtención de etano, propano y butano de forma individual.

7.5.1.1 Equipos

Los equipos que engloban el proceso de pre-enfriamiento se muestran a continuación en la Tabla 10.

Tabla 10: Preenfriamiento. Equipos

Equipo	Número	Nomenclatura
Válvula de expansión	6	V1111, V1112, V121, V131, V141, V151
Evaporador	5	H111, H121, H131, H141, H151
Flash	5	F111, F121, F131, F141, F151
Splitter	5	S111, S121, S131, S141, S151
Mixer	5	M111, M121, M131, M141, M151

7.5.1.2 Variables

Alimentación de Propano

Las primeras variables que se deben fijar en el diseño de la simulación son las correspondientes al propano, su caudal, su temperatura y su presión. Las premisas que se toman para el cálculo de estos valores son las siguientes:

- Las condiciones de temperatura y presión a las que entra el propano tienen que ser las adecuadas para que en cada nivel de presión, correspondiente a cada evaporador, el propano vaporice.
- El caudal tiene que ser el suficiente como para alcanzar los objetivos de temperatura y presión de las corrientes MR (-30 °C, 37 bar) y FG (-30 °C, 56 bar) a la salida del pre-enfriamiento.
- El caudal de propano que circula por el ciclo debe ser el requerido por el proceso, con esto se quiere evitar caer en un exceso de caudal innecesario que llevaría a una pérdida de rendimiento y a sobrecostos en la instalación.

Tomando en cuenta estas consideraciones, se estima que el caudal y la temperatura y presión del propano a la entrada del proceso de pre-enfriamiento (correspondiente a la corriente 101 del diagrama) son los presentes en la Tabla 11.

Tabla 11: Preenfriamiento. Especificaciones Alimentación de Propano “Corriente 101”

Temperatura [°C]	18
Presión [bar]	8
Flujo de Propano [kg/s]	710

Válvulas de expansión

Como se ha comentado previamente en la introducción de este sub-proceso, el número de saltos de presión asumido para la simulación será de 5 valores diferentes que irán desde los 8 bar de presión hasta presiones ligeramente superiores a la atmosférica.

Es importante recalcar que dentro de cada evaporador se experimenta una pérdida de carga, y aunque este valor es pequeño, y en la mayoría de los casos no es el mismo para cada uno de ellos, debe tenerse en cuenta en la simulación del proceso (este aspecto se verá con más detenimiento en los capítulos siguientes).

Los valores de presión asumidos para la simulación del proceso (Tabla 12) son el resultado de tener en cuenta el diagrama líquido-vapor del propano (Anexo A), las temperaturas objetivo de MR y FG a la salida del pre-enfriamiento y el número de saltos de presión.

Tabla 12: Preenfriamiento. Especificaciones válvulas de expansión

Válvula	Presión de salida [bar]
V1111	7,5
V1112	6,4
V121	6
V131	3,7
V141	2,4
V151	1,35

Evaporadores

Los evaporadores son los equipos encargados de enfriar las corrientes de FG y MR, para ello utilizan la entalpía de vaporización del propano a diferentes presiones. El número de evaporadores será el mismo que el número de saltos de presión que tienen lugar en el proceso. Debido a que existirán cinco presiones diferentes, serán necesarios cinco evaporadores, cada uno con unas condiciones de operación determinadas.

Las variables que se fijarán en cada evaporador serán: la temperatura de salida de las corrientes (dependiente en cada uno de los evaporadores de las temperaturas de vaporización del propano a la presión de trabajo) y la caída de presión que experimenta cada una de ellas. El valor de caída de presión que se fijará en cada evaporador será una estimación de acuerdo a procesos en los que se ven involucrados intercambiadores de condiciones similares.

Los evaporadores utilizados dentro del proceso de cascada de propano son exclusivos del fabricante “Air Products” y, por lo tanto, no es posible disponer de información exacta acerca de los mismos, sin embargo, a modo de aproximación, serán modelizados como intercambiadores de calor de tipo carcasa y tubos con flujos en contracorriente.

En el diseño de los evaporadores, se marca como objetivo que el gas natural salga sólo unos 5 K más caliente que el refrigerante correspondiente (lo que se conoce como pinch o acercamiento máximo entre curvas fría y caliente).

La Tabla 13 muestra las especificaciones impuestas a cada uno de los evaporadores.

Tabla 13: Preenfriamiento. Especificaciones evaporadores

Evaporador	T ^a de salida (FG y MR) [°C]	ΔP (Para todas las corrientes) [bar]
H111	21	-0,5
H121	9	-0,4
H131	-5	-0,4
H141	-19	-0,25
H151	-30	-0,25

Flashes

La labor de los flashes (F111, F121, F131, F141, F151) es separar la fase líquida del propano de su fase vapor, de tal manera que sólo entre propano líquido a cada evaporador. Estos flashes

serán de tipo adiabático y sus presiones (ver Tabla 14) estarán sujetas a las válvulas de expansión previas a cada uno de ellos.

Tabla 14: Preenfriamiento. Especificaciones flashes cascada de propano

Flash	Duty [W]	Presión [bar]
F111	0	7,5
F121	0	6
F131	0	3,7
F141	0	2,4
F151	0	1,35

Splitters

Un splitter es una unidad que bifurca una corriente en dos corrientes diferentes, siendo la variable a definir en estos equipos, su ratio de división. Los splitters (S101, S111, S121, S131 y S141) se encuentran ubicados a continuación de la salida de cada uno de los flashes (F111, F121, F131, F141), separando la corriente líquida entre los diferentes niveles de presión.

Para definir el ratio de división de cada splitter, se tiene en cuenta la cantidad de propano necesario en cada evaporador. Este valor no es el mismo para todos ellos, dependerá de las condiciones a las que trabaja cada evaporador, siempre buscando que la cantidad de propano que circula por el evaporador vaporice prácticamente en su totalidad.

A continuación, se presenta en la Tabla 15 el ratio asumido para cada unidad

Tabla 15: Preenfriamiento. Especificaciones splitters cascada de propano

Splitter	Ratio de División	Rama
S101	0,145	102
S111	0,94	113
S121	0,11	123
S131	0,29	133
S141	0,58	143

Mixers

Debido a la naturaleza de este equipo, no es necesario definir unas variables específicas.

7.5.1.3 Tabla resumen variables pre-enfriamiento

A continuación se presenta en la Tabla 16 el resumen de todas las variables definidas para cada equipo del proceso de pre-enfriamiento.

Tabla 16: Preenfriamiento. Tabla resumen de variables

Equipo	Variables						
	Caudal [kg/s]	Temperatura [°C]	Presión [bar]	ΔP (Para todas las corrientes) [bar]	Duty [W]	Ratio de División	Rama
<i>Caudal de propano</i>	720	18	8	-	-	-	-
<i>Válvula de expansión</i>							
V1111		-	7,5	-	-	-	-
V1112		-	6,4	-	-	-	-
V121		-	6	-	-	-	-
V131		-	3,7	-	-	-	-
V141		-	2,4	-	-	-	-
V151		-	1,35	-	-	-	-
<i>Evaporador</i>							
H111		21	-	-0,5	-	-	-
H121		9	-	-0,4	-	-	-
H131		-5	-	-0,4	-	-	-
H141		-19	-	-0,25	-	-	-
H151		-30	-	-0,25	-	-	-
<i>Flash</i>							
F111		-	7,5	-	0	-	-
F121		-	6	-	0	-	-
F131		-	3,7	-	0	-	-
F141		-	2,4	-	0	-	-
F151		-	1,35	-	0	-	-
<i>Splitter</i>							
S101		-	-	-	-	0,145	102
S111		-	-	-	-	0,94	113
S121		-	-	-	-	0,11	123
S131		-	-	-	-	0,29	133
S141		-	-	-	-	0,58	143

7.5.2 Licuación y sub-enfriamiento (Anexo D: Plano 2)

El proceso de licuación y sub-enfriamiento es el paso final antes de obtener el GNL para su almacenamiento y transporte a 1 bar y -163°C . Este proceso comprenderá los intercambiadores de calor criogénicos que licuarán y sub-enfriarán el gas, así como los compresores, válvulas de expansión y evaporadores que tratarán el Refrigerante mixto.

La principal característica que diferencia este proceso de licuación con las otras tecnologías es la utilización de un refrigerante compuesto por una mezcla de propano, etano, metano y nitrógeno que varía según la composición del GN entrante. Esta variación permite que el perfil de temperatura del refrigerante se acerque lo más posible al perfil de temperaturas del GN a enfriar, mejorando así el intercambio de calor entre las corrientes y, consecuentemente, tanto la versatilidad como el rendimiento del proceso.

El intercambiador criogénico utilizado (Figura 17) en esta fase es un intercambiador de un solo cuerpo compuesto por dos zonas internas diferentes, coincidentes con la zona de licuación y la zona de sub-enfriamiento.

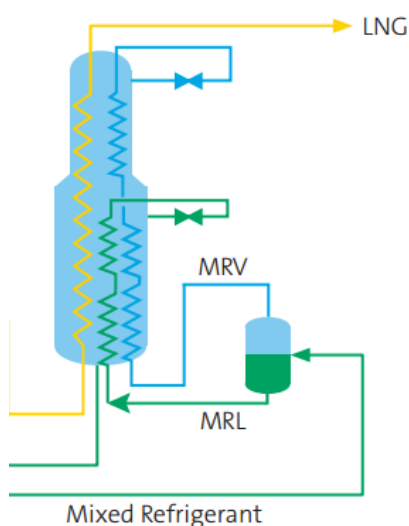
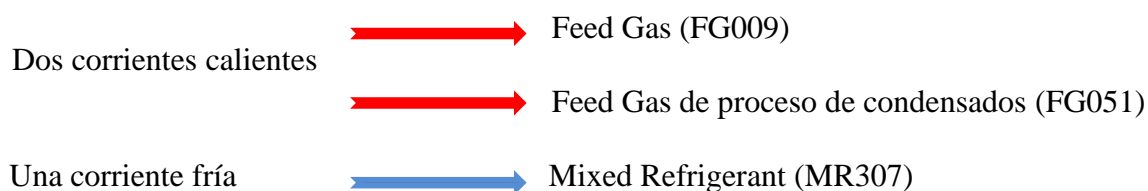


Figura 17: Licuación y subenfriamiento. Intercambiador criogénico C3/MR

Este proceso es alimentado por tres corrientes diferentes (entre paréntesis – nomenclatura de la corriente dentro del diagrama):



El refrigerante mixto, tanto su fase líquida (corriente MR321) como su fase gaseosa (corriente MR311), entra por la parte inferior del intercambiador a aproximadamente 30 °C y 37 bar para que se enfríen a medida que estos ascienden por el equipo. A medio cuerpo, la fracción pesada del refrigerante mixto ha disminuido su temperatura y tiene dos fases, por lo que se saca del intercambiador, se condensa mediante una expansión y se introduce de nuevo como una lluvia líquida que ayuda a disminuir la temperatura del cuerpo inferior del intercambiador. El refrigerante mixto en fase gaseosa pasa por un segundo intercambiador en el cuerpo superior, se extrae, se expande (y con ello condensa), y se introduce por la parte superior en forma de lluvia, que llega al cuerpo inferior y se mezcla con la lluvia de la fracción pesada. El refrigerante mixto al llegar al fondo del intercambiador tiene ya una presión de sólo 4 bar y unos - 35 °C.

Desde el punto de vista del gas natural, dentro del intercambiador principal tiene que pasar por dos cuerpos. En el cuerpo inferior del intercambiador el GN se licúa mediante las dos corrientes de refrigerante mientras que en el cuerpo superior se sub-enfría mediante una corriente descendente de refrigerante mixto (fase ligera) en forma de lluvia.

Una vez el MR abandona el cuerpo del intercambiador, se envía a las unidades de compresión (C31 y C32) y enfriamiento (Q31 y Q32) para volver a ser tratado en el proceso de pre-enfriamiento con propano, cerrándose así el ciclo.

7.5.2.1 Equipos

Los equipos que engloban el proceso de licuación y sub-enfriamiento se muestran a continuación en la Tabla 17:

Tabla 17: Licuación y subenfriamiento. Equipos

Equipo	Número	Nomenclatura
Válvula de expansión	4	V31, V32, V33, V34
Intercambiador criogénico	2	H31, H32
Flash	2	F31, F32
Compresor	2	C31, C32
Refrigerador agua de mar	2	Q31, Q32
Mixer	1	M31

7.5.2.2 Variables

Caudal de MR

Al igual que en el caso del pre-enfriamiento, el caudal de refrigerante alimentado tiene que ser el suficiente como para poder cumplir los requisitos de esta fase (llevar el GN hasta los -161 °C), buscando siempre optimizar el consumo de éste. La definición de esta variable, correspondiente a la corriente MR307 del diagrama, está sujeta a la temperatura y presión de entrada de la misma (-30 °C y 37 bar), resultantes del proceso previo de pre-enfriamiento con propano.

Bajo estas premisas, se estima que el caudal necesario aproximado es de:

$$Q = 515 \text{ kg/s}$$

Válvulas de expansión

Pertenecientes a este proceso, se pueden encontrar cuatro válvulas de expansión diferentes, dos de ellas correspondientes al circuito de GN (V31 y V32) y otras dos al circuito de MR (V33 y V34).

Las válvulas V31 y V32 preceden al último Flash del proceso (F32), siendo su labor la de expandir el GN, ya en fase líquida, hasta presión atmosférica antes de enviarlo a almacenamiento. Esta expansión conllevará un enfriamiento cercano a los 2 °C.

Previamente se ha visto que dentro del intercambiador criogénico, el MR desciende en forma de lluvia, enfriando las corrientes que lo atraviesan. Para que el MR condense es necesario la presencia de válvulas que expandan el gas y permitan este fenómeno. En la simulación, estas válvulas son representadas mediante las figuras V33 y V34, la primera de estas (V33), expandirá la parte del MR que atraviesa el cuerpo superior del intercambiador y la segunda (V34) hará lo mismo con la fracción pesada del MR. Las condiciones de presión de salida para válvula son las presentes en la Tabla 18.

Tabla 18: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones válvulas de expansión

Válvula	Presión de salida [bar]
V31	1
V32	1
V33	4,5
V34	4,55

Intercambiador criogénico

Este equipo es el eje sobre el que gira este sub-proceso, en él se realiza tanto la labor de licuación como de sub-enfriamiento del GN procedente del proceso de separación de hidrocarburos pesados (FG051) y de la corriente principal de alimentación de GN (FG009). A pesar de tratarse de un único equipo, internamente se puede dividir en dos regiones: la primera tiene como objetivo la licuación del GN y la segunda región el sub-enfriamiento del GN líquido.

El intercambiador criogénico utilizado es exclusivo del fabricante “Air Products” y, por lo tanto, no es posible disponer de información exacta acerca del mismo, sin embargo, a modo de aproximación, será modelizado como dos intercambiadores de calor de tipo carcasa y tubos con flujos en contracorriente: H31 para el proceso de licuación y H32 para el proceso de sub-enfriamiento.

H31

Su labor es la de licuar el GN. Por él pasan las corrientes a licuar de GN (FG051 y FG009), el MR ascendente en sus fases líquida y gas (MR311 y MR321); y el MR que precipita en forma

de lluvia (MR331). Para modelizar el equipo se tiene que fijar unos valores de temperatura para cada corriente, como el objetivo es licuar el GN, habrá que buscar la temperatura a la que aproximadamente éste fluido estará en fase líquida a 56 bar. Esta temperatura coincide con una temperatura cercana a los -97°C .

H32

Su labor es la de llevar el GN hasta la temperatura requerida para su almacenamiento (alrededor de los -163°C). Por este intercambiador pasarán las corrientes de GN (FG009-1 y FG052) ya en estado líquido, la fracción menos pesada del MR (MR312) y el MR descendente en forma de lluvia (MR314) a 4 bar.

En ambos intercambiadores, al igual que en los evaporadores del proceso de pre-enfriamiento, los fluidos experimentarán una caída de presión asociada al proceso de intercambio de calor.

Las condiciones impuestas a cada intercambiador son las presentas en la Tabla 19:

Tabla 19: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones intercambiador criogénico

Intercambiador de Calor	Temperatura de salida [$^{\circ}\text{C}$]	ΔP (Para todas las corrientes) [bar]
H31	-97	-0,25
H32	-160	-0,25

Flashes

En este sub-proceso existen dos flashes diferentes:

- El primero (F31) es el flash al que llega el MR después del pre-enfriamiento. Este equipo se encarga de separar la fase líquida de la fase gas del MR antes de introducirlos por la parte inferior de la unidad de licuación y sub-enfriamiento (H31 y H32)
- El segundo (F32) se encuentra al final del proceso y es alimentado por las corrientes de GN (FG009-3 y FG054). Al expandir el GN hasta presión atmosférica, una pequeña fracción del GNL evapora (% que variará dependiendo de la efectividad del proceso de licuación), siendo necesaria su eliminación de la corriente a almacenar. La labor de este flash es precisamente esa, eliminar la fracción gaseosa antes de almacenar el GNL.

A la hora de modelizar los flashes, la única variable que se debe fijar es el Duty de los equipos (adiabáticos), ya que la presión de trabajo de estos estará sujeta a las presiones de las válvulas V31 y V32 en el caso del Flash F32 y de presión de la corriente de alimentación del MR al proceso en el caso del Flash F31.

La Tabla 20 reúne las especificaciones impuestas a cada flash.

Tabla 20: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones flashes

Flash	Duty [W]	Presión [bar]
F31	0	0
F32	0	0

Compresores

Los compresores de esta fase (C31 y C32) se encuentran a la salida del MR de la unidad de enfriamiento. Estos equipos forman, junto con los refrigeradores de agua de mar (Q31 y Q32), el proceso de tratamiento del MR previo a su introducción a la unidad de pre-enfriamiento con propano.

Con el fin de evitar saltos de presión muy elevados dentro de la unidad de compresión, esta fase se dividirá en dos escalones de presión correspondientes a dos compresores diferentes con etapas de refrigeración intermedias.

La modelización de estas unidades se hará de acuerdo a un modelo de compresor isentrópico con rendimientos que, a priori, se estimarán en un 90% y que más adelante se contrastarán con los ofrecidos por los fabricantes. El tipo de compresor utilizado para esta fase en la industria del GNL es normalmente de tipo Axial.

La presión de descarga del compresor C32, que coincide con la presión de entrada del MR al proceso de pre-enfriamiento, suele situarse entorno a los 30 bar. Será necesario que la presión a la que se comprime el MR tenga también en cuenta las caídas de presión de cada evaporador y asumir un rango de sobrepresión que compense estas pérdidas.

Las presiones de descarga impuestas a cada compresor son las siguientes (Tabla 21):

Tabla 21: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones compresores MR

Compresor	Presión de descarga [bar]
C31	23
C32	39

Refrigeradores agua de mar

Estas unidades (Q31 y Q32) son las encargadas de enfriar el MR antes de introducirlo en la unidad de pre-enfriamiento, para esto utilizarán agua de mar como refrigerante. La temperatura a la que debe salir el MR después de su tratamiento debe rondar los 40 °C, antes de su entrada a la etapa de pre-enfriamiento.

Se considera una caída de presión de aproximadamente -0,25 bar dentro del intercambiador como consecuencia del proceso de enfriamiento.

El agua de mar será suministrada por válvulas especiales a prueba de corrosión que se supone llevarán la corriente de agua hasta los 3 bar de presión.

En la Tabla 22 se presentan las variables fijadas para cada Refrigerador.

Tabla 22: Licuación y subenfriamiento. Especificaciones refrigeradores agua de mar

Refrigerador	Temperatura de salida [°C]	ΔP (Para todas las corrientes) [bar]
Q31	40	-0,25
Q32	40	-0,25

Caudal de agua de mar

Como apartado anexo a este equipo, en la simulación deben fijarse las condiciones en las que se encuentra el agua de mar que servirá como refrigerante del MR.

La temperatura del refrigerante asumida será de 25 °C (<http://www.seatemperature.org/australia-pacific/australia/western-australia/>), ligeramente

superior a la media anual de temperaturas registradas en Australia (23,3 °C). En cuanto a la presión, se supone que el caudal de agua es bombeado a una presión de 3 bar.

Como se ha visto en el capítulo 7.4, estas unidades están sujetas a restricciones ambientales, su diseño y el caudal necesario que circula por las mismas tiene que asegurar que el incremento de temperatura del refrigerante no sea, en ningún caso, superior a 6 °C.

Realizadas diferentes pruebas con diferentes caudales de refrigerante y teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto, se estima que el caudal necesario que debe circular por cada refrigerador (corrientes SW101 Y SW103) es el siguiente (Tabla 23):

Tabla 23: Licuación y subenfriamiento. Caudal agua de mar

Corriente	Caudal (kg/s)
SW101	4000
SW103	4000

Mixer

Debido a la naturaleza de este equipo, no es necesario definir unas variables específicas.

7.5.2.3 Tabla resumen variables licuación y sub-enfriamiento

A continuación se presenta en la Tabla 24 el resumen de todas las variables definidas para cada equipo del proceso de licuación y sub-enfriamiento.

Tabla 24: Licuación y subenfriamiento. Tabla resumen de variables

Equipo	Variables					
	Caudal [kg/s]	Temperatura [°C]	Presión [bar]	ΔP (Para todas las corrientes) [bar]	Duty [W]	Rendimiento
<i>Caudal de MR</i>	550	-30	37	-	-	-
<i>Válvula de expansión</i>						
V31	-	-	1	-	-	-
V32	-	-	1	-	-	-
V33	-	-	4,5	-	-	-
V34	-	-	4,55	-	-	-
<i>Intercambiador criogénico</i>						
H31	-	-97	-	-0,25	-	1
H32	-	-160	-	-0,25	-	1
<i>Flash</i>						
F31	-	-	0	-	0	-
F32	-	-	0	-	0	-
<i>Compresor</i>						
C31	-	-	23	-	-	0,9
C32	-	-	39	-	-	0,9
<i>Refrigerador agua de mar</i>						
Q31	-	40	-	-0,25	-	-
Q32	-	40	-	-0,25	-	-
<i>Caudal agua mar</i>						
Corriente S101	4000	-	-	-	-	-
Corriente S103	4000	-	-	-	-	-

7.5.3 Acondicionamiento del Propano (Anexo D: Plano 3)

Se trata de la única parte del proceso que no tiene contacto directo con el FG. El sub-proceso de acondicionamiento de propano es el encargado de llevar el propano a las condiciones de temperatura y presión requeridas a la entrada del pre-enfriamiento (18 °C y 8 bar).

Este proceso recoge tanto las corrientes de propano gas que salen por la cabeza de los flashes de la cascada de propano que no pasan por los evaporadores (corrientes 115, 125, 135, 145 y 154) , como el propano de cada salida de los evaporadores (corrientes 114, 124, 134, 144 y 153).

Las corrientes de propano que alimentan este proceso son introducidas en las diferentes bancadas de compresión (2, 3, y 6 bar) dependiendo de su presión a la salida del pre-enfriamiento. Una vez aunadas todas estas alimentaciones en una única corriente (239), ésta es comprimida hasta una presión de 16 bar.

Posteriormente, después de salir del compresor, la corriente de propano a 16 bar es introducida en un intercambiador de calor refrigerado por agua de mar (Q21) en el que el propano condensará y reducirá su temperatura hasta unos 40 °C.

7.5.3.1 Equipos

Los equipos que engloban el proceso de acondicionamiento del propano se muestran a continuación en la Tabla 25.

Tabla 25: Acondicionamiento de propano. Equipos

Equipo	Número	Nomenclatura
Flash	3	F241, F251, F261
Válvula de expansión	4	V211, V231, V241, V251
Splitter	2	S241, S251
Mixer	5	M200, M201, M202, M203, M251
Compresor	4	C200, C201, C202, C203
Refrigerador agua de mar	1	Q21
Condensadores	3	Q241, Q251, Q261
Evaporadores	2	Q221, Q231

7.5.3.2 Variables

Caudal de Propano

El caudal de propano que alimenta este proceso será el expuesto en el apartado “Alimentación de Propano” correspondiente al capítulo 7.5.1. El flujo estimado es de 710 kg/s.

Compresor

La compresión del propano se lleva a cabo en un solo cuerpo de compresión que lo comprime desde una presión ligeramente superior a la atmosférica hasta unos 16 bar.

Para poder realizar una adecuada modelización de este compresor, ha sido necesario emplear 4 unidades de compresión diferentes (C200, C201, C202 y C203) que simulasen los 4 niveles de presión diferentes (correspondientes a cada bancada del compresor) por los que pasa el propano.

Al igual que ocurría con los compresores C31 y C32 del proceso de licuación y subenfriamiento, la modelización de estas unidades se hará de acuerdo a un modelo de compresor isentrópico con rendimientos que, a priori, se estimarán en un 90% y que más adelante se contrastarán con los ofrecidos por los fabricantes. El tipo de compresor utilizado para esta fase en la industria del GNL es normalmente de tipo Centrífugo.

Las especificaciones de cada compresor se muestra a continuación en la Tabla 26:

Tabla 26: Acondicionamiento de propano. Especificaciones compresor

Compresor	Presión de descarga [bar]
C200	2
C201	3
C202	6
C203	16

Condensadores de hidrocarburos pesados

Los equipos Q241, Q251 y Q261 cumplen una función fundamental asociada a el proceso de condensación de las fracciones más pesadas (etano, propano, butano, etc.) que han sido separadas en los Flashes F132, F142 y F152 del proceso de pre-enfriamiento.

Al igual que en el caso de los vaporizadores del proceso de pre-enfriamiento, los condensadores aprovechan la entalpía de vaporización del propano para el enfriamiento de las corrientes calientes (etano, propano y butano).

La presión de trabajo de cada uno de estos equipos vendrá impuesta por las presiones de las válvulas V211, V241 y V251 que preceden a cada equipo.

Las condiciones impuestas a cada uno de los condensadores son las siguientes (Tabla 27):

Tabla 27: Acondicionamiento de propano. Especificaciones condensadores hidrocarburos pesados

Condensador	Fracción vapor del propano a la salida
Q241	1
Q251	1
Q261	1

Evaporadores

Para evaporar cualquier resto de propano líquido que pudiese encontrarse en las corrientes 221 y 231, correspondientes a las salidas de los intercambiadores H131 Y H141; y que afectarían al correcto funcionamiento de la unidad de compresión posterior, se emplearán dos evaporadores (Q221 y Q231) antes de la entrada a los mixers M200 y M251 que asegurarán que el fluido se encuentre en fase gaseosa en su totalidad. Por esto, la variable a fijar para ambos equipos será la fracción vapor que tiene que tener la corriente a su salida de éstos (Tabla 28):

Tabla 28: Acondicionamiento de propano. Especificaciones evaporadores

Evaporador	Fracción vapor de propano
Q221	1 (Corriente 232)
Q231	1 (Corriente 222)

Flashes

Previas a las distintas bancadas del compresor, (bancada de 2, 3 y 6 bar) se colocan unidades de separación (F241, F251, F261) con el objetivo de garantizar la entrada única y exclusivamente de propano en fase gaseosa a cada uno de éstos y desviar el caudal de propano líquido a los intercambiadores Q241, Q251 y Q261 para condensar las corrientes de etano, propano y butano.

La única variable a fijar será el Duty de los equipos (adiabáticos), ya que la presión de trabajo de estos estará sujeta a las presiones de las válvulas que preceden a cada unidad de separación (en el caso del Flash F241 será la válvula V211 la que marque la presión, ocurriendo lo mismo con la unidad F251 y la válvula 241 y la unidad F261 y la válvula V251).

A continuación se exponen las condiciones de trabajo impuestas a cada flash (Tabla 29).

Tabla 29: Acondicionamiento de propano. Especificaciones flashes

Flash	Duty [W]	Presión [bar]
F241	0	0
F251	0	0
F261	0	0

Refrigerador de agua de mar

Esta unidad se encarga de reducir la temperatura del propano después de su paso por la unidad de compresión, para esto, de igual manera que en los refrigeradores del MR, utilizará agua de mar como refrigerante. La temperatura que debe alcanzar el propano a su salida de la unidad

debe ser cercana a los 40 °C para que al expandirlo posteriormente en la válvula V231 pueda llegar a los 18 °C requeridos en el pre-enfriamiento.

A continuación (Tabla 30) se muestran las especificaciones del refrigerador en cuestión:

Tabla 30: Acondicionamiento de propano. Especificaciones refrigerador agua de mar

Refrigerador	Temperatura de salida [°C]	ΔP (Para todas las corrientes) [bar]
Q21	40	-0,25

Caudal de agua de mar

De igual manera que en los refrigerados de agua de mar del proceso de licuación y sub-enfriamiento, es necesario fijar el caudal de agua de mar que atravesará la unidad.

La temperatura del refrigerante asumida será de entorno a los 25 °C (<http://www.seatemperature.org/australia-pacific/australia/western-australia/>), ligeramente superior a la media anual de temperaturas registradas en Australia (23,3 °C). En cuanto a la presión, se supone que el caudal de agua es bombeado a una presión de 3 bar.

Como se ha visto en el capítulo 7.4, estas unidades están sujetas a restricciones ambientales, el diseño de las mismas, y el caudal necesario que circula por las mismas tiene que asegurar que el incremento de temperatura del refrigerante no sea, en ningún caso, superior a 6 °C.

Realizadas diferentes pruebas con diferentes caudales de refrigerante y teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto, se estima que el caudal necesario que debe circular por cada refrigerador (SW201) es el siguiente (Tabla 31):

Tabla 31: Acondicionamiento de propano. Especificaciones caudal agua de mar

Corriente	Caudal (kg/s)
SW201	15000

Válvula de expansión

Las válvulas de expansión presentes en este proceso pueden dividirse en dos grupos según su función:

- Un primer grupo formado por las válvulas V211, V241 y V251 que preceden a los flashes F241, F251 y F261 respectivamente, cuyo objetivo será la de expandir el propano, permitiendo que una parte de éste se evapore y que la otra parte se destine a los condensadores de hidrocarburos pesados.
- Un segundo grupo formado únicamente por la válvula de expansión final de este proceso (V231) que hará que la presión caiga de 16 bar hasta 8 bar, con el consecuente enfriamiento del propano desde los 40 °C a los que se encuentra a la salida del intercambiador de agua de mar Q21, hasta los 18 °C necesarios a la entrada del proceso de pre-enfriamiento.

Las presiones a las que expande el propano cada válvula figuran en la tabla siguiente (Tabla 32):

Tabla 32: Acondicionamiento de propano. Especificaciones válvulas de expansión

Válvula	Presión de salida [bar]
V211	6
V241	5
V251	1,2
V231	8

Splitters

En esta parte del proceso encontramos dos splitters que, junto con las unidades de separación, cumplen la función de desviar cierta parte del caudal líquido de propano a los condensadores Q241 y Q251 para que éste haga de refrigerante en los mismos.

El Splitter S241 está ubicado en la corriente líquida de salida del flash F241 y divide la corriente 242 en dos corrientes, la primera (243) se envía al flash F251 y la segunda (244) se envía al condensador Q241.

Por otro lado, el Splitter S251 está ubicado en la corriente líquida de salida del flash F251 y divide la corriente 252 en dos corrientes, la primera (255) se envía al flash F261 y la segunda (253) se envía al condensador Q251.

Los ratios de división de cada splitter son los siguientes (Tabla 33):

Tabla 33: Acondicionamiento de propano. Especificaciones splitters

Splitter	Ratio de división
S241	0,5
S251	0,5

Mixers

Debido a la naturaleza de este equipo, no es necesario definir unas variables específicas.

7.5.3.3 Tabla resumen variables acondicionamiento de propano

A continuación se presenta en la Tabla 34 el resumen de todas las variables definidas para cada equipo del proceso de acondicionamiento de propano

Tabla 34: Acondicionamiento de propano. Tabla resumen de variables

Equipo	Variables								
	Caudal [kg/s]	Temperatura [°C]	Presión [bar]	ΔP [bar]	Duty [W]	Ratio de División	Rama	Fracción vapor	Rendimiento
<i>Caudal de propano</i>	720	-	-	-	-	-	-	-	-
<i>Compresor</i>									
C200	-	-	2	-	-	-	-	-	0,9
C201	-	-	3	-	-	-	-	-	0,9
C202	-	-	6	-	-	-	-	-	0,9
C203	-	-	16	-	-	-	-	-	0,9
<i>Evaporador</i>									
Q221	-	-	-	-	-	-	-	1 (Corriente 232)	-
Q231	-	-	-	-	-	-	-	1 (Corriente 222)	-
<i>Flash</i>									
F241	-	-	0	-	0	-	-	-	-
F251	-	-	0	-	0	-	-	-	-
F261	-	-	0	-	0	-	-	-	-
<i>Refrigerador agua de mar</i>									
Q21	-	40	-	-0,25	-	-	-	-	-
<i>Caudal agua de mar</i>									
SW201	15000	-	-	-	-	-	-	-	-
<i>Válvula de expansión</i>									
V211	-	-	6	-	-	-	-	-	-
V241	-	-	5	-	-	-	-	-	-
V251	-	-	1,2	-	-	-	-	-	-
V231	-	-	8	-	-	-	-	-	-
<i>Splitter</i>									
S241	-	-	-	-	-	0,5	-	-	-
S251	-	-	-	-	-	0,5	-	-	-

8 Análisis de resultados y conclusiones

8.1 Herramienta de simulación

La simulación del proceso se ha llevado a cabo utilizando el programa Aspen Plus® de la empresa AspenTech.

Aspen Plus® es la herramienta de simulación de procesos químicos y petroquímicos más utilizada de la industria. Se trata de un programa que permite definir un proceso industrial y visualizar los resultados y comportamientos a esperar de manera sencilla e intuitiva.

Para poder llevar a cabo la simulación de un proceso con el programa, es necesario seguir los siguientes pasos:

1. Definir el tipo de proceso objeto de la simulación (gas, petroquímica...): elección de unidades de medida, corrientes involucradas en el proceso y su composición, etc.
2. Elegir el método de cálculo.
3. Definir el diagrama de flujo del proceso (equipos, conexiones, etc.)
4. Definir las condiciones de operación de cada equipo y los flujos de cada corriente.

Aspen Plus® incorpora a su vez una serie de herramientas complementarias que permiten realizar análisis de cromatografía, análisis de sistema de antorchas, etc. En el caso de este proyecto en concreto, se utilizará el programa “Aspen - Exchanger Design and Rating” para la modelización de los refrigeradores de agua de mar del proceso.

8.2 Introducción a resultados

Ejecutada la simulación con las variables mencionadas anteriormente para cada equipo, teniendo siempre en cuenta que el objetivo principal del proceso es la obtención de GNL a $-161\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 atm en la mayor cantidad posible, con una alimentación determinada, los resultados obtenidos no reflejan, a priori, error alguno.

8.3 GNL a almacenamiento

Parece obvio que los principales marcadores que determinarán si la simulación ha sido satisfactoria sean la temperatura de salida del GNL y su composición. La presión del GNL debe ser la esperada de 1 bar ya que se ha impuesto como el valor de presión de salida de las válvulas V31 y V32.

El resto de resultados obtenidos para la corriente de GNL a almacenar (corriente LNG en el diagrama) son los siguientes (Tabla 35 y Tabla 36):

Tabla 35: Resultado condiciones GNL a almacenamiento

Temperatura [$^{\circ}\text{C}$]	-160,8
Presión [bar]	1
Flujo másico [kg/s]	187,92

Tabla 36: Resultado composición GNL a almacenamiento

Composición	% Molar
Metano	0,894
Etano	0,071
Propano	0,025
n-Butano	0,004
n-Pentano	217 ppm
n-Hexano	44 ppm
n-Heptano	
i-Butano	0,005
i-Pentano	436 ppm

Nitrógeno	659 ppm
Dióxido de Carbono	51 ppm
Sulfuro de Hidrógeno	
Agua	

La primera conclusión que se obtiene es que la temperatura del GNL obtenido (-160,8 °C) se encuentra dentro del rango de temperaturas de almacenamiento de la industria.

$$-160\text{ °C} < X\text{ °C} < -163\text{ °C}$$

Por otro parte, se tiene que, en porcentaje, de los 222 kg/s de alimentación de FG que llegan a la planta, se consigue licuar aproximadamente un 85 % del total. Este % suele variar dependiendo de la tecnología, de la composición del FG de entrada, etc.; sin embargo, suele situarse en la mayoría de los casos entorno a un 80 %.

$$\% \text{ LNG} = \frac{187,92}{222} \cdot 100 = 84,64\%$$

De manera de saber si los valores de composición del LNG pueden ser considerados adecuados para la industria, habrá que compararlo con los valores objetivo marcados al principio (Tabla 37), en la fase de diseño de la simulación (ver capítulo 7.2 “Especificaciones GNL”)

Tabla 37: Comparativa GNL objetivo / GNL obtenido

Composición	% Molar Objetivo	% Molar Obtenido
Metano	$86 < x < 99$	0,894
Etano	$0,05 < x < 10$	0,071
Propano	$0 < x < 2,5$	0,025
i-Butano	$0 < x < 0,6$	0,005
n-Butano	0	0,004
i-Pentano	0	436 ppm

n-Pentano	0	217 ppm
n-Hexano	0	44 ppm
n-Heptano	0	0
Nitrógeno	$0 < x < 1$	659 ppm
Dióxido de Carbono	0	51 ppm
Sulfuro de Hidrógeno*	0	0
Agua	0	0

Los valores de los principales componentes del GNL (metano, etano, propano y butano) se encuentran dentro del rango objetivo marcado. La componente molar del GNL respectiva a los demás componentes no es nula, si bien es tan pequeña (a nivel de trazas en comparación con las demás) que puede ser considerada como tal.

Aunando todos estos valores se puede considerar que la simulación del proceso, en cuanto a la obtención de un GNL comercial, ha sido satisfactoria ya que todos los resultados se encuentran dentro del rango marcado como objetivo.

8.4 Hidrocarburos pesados condensados

Anexo al proceso de licuación del GNL, como se ha comentado en los capítulos previos, se consigue la condensación de los hidrocarburos más pesados presentes en la corriente principal de FG (mayormente etano, butano y propano). La cantidad de condensados obtenidos, al igual que en el caso del GNL, está condicionada por diversos factores como la tecnología o la composición inicial del FG.

En el proceso que concierne a este proyecto, los resultados obtenidos para la corriente a la que van a parar todos los drenajes de hidrocarburos pesados (FG141 en el diagrama) son los correspondientes a las Tabla 38 y Tabla 39.

Tabla 38: Resultado condiciones corriente de hidrocarburos pesados a condensar

Temperatura °C	-16,9
Presión [bar]	56
Flujo [kg/s]	30,491

Tabla 39: Resultado composición corriente de hidrocarburos pesados

Composición	% Molar
Metano	0,309
Etano	0,119
Propano	0,138
n-Butano	0,077
n-Pentano	0,021
n-Hexano	0,045
n-Heptano	0
i-Butano	0,067
i-Pentano	0,03
Nitrógeno	< 0,001
Dióxido de Carbono	< 0,001
Sulfuro de Hidrógeno	0
Agua	0

Interpretando los resultados se ve que de la corriente total de 222 kg/s de FG entrante a la planta se extrae un total de 30,491 kg/s en forma de condensados que no van al proceso de licuación y sub-enfriamiento. Esto supone que se separa aproximadamente un 14 % de la corriente principal, valor muy cercano al supuesto en las bases de diseño, en el que se suponía la separación de un 16 % como condensados.

$$\% \text{ Condensados} = \frac{30,491}{222} \cdot 100 = 13,73 \%$$

8.5 Refrigeradores de agua a mar

Recordando la disposición de estas unidades dentro del proceso, encontramos un total de tres refrigeradores, los dos primeros (Q31 y Q32) en la etapa de compresión del MR al final del proceso de licuación y sub-enfriamiento, y el otro restante (Q21), al final del proceso de acondicionamiento de propano.

En la simulación, estos refrigeradores han sido modelizados como intercambiadores de calor (HeatX) de carcasa y tubos, no criogénicos y con flujos en contracorriente y los resultados obtenidos para cada uno de ellos se presentan a continuación en la Tabla 40.

Tabla 40: Resultados refrigeradores de mar

Variable	Q31	Q32	Q21
Max ΔT agua de mar [$^{\circ}\text{C}$]	2,85	2,72	3,8585
Presión [bar]	3	3	3
Duty [kW]	51644,4	49387,6	261798
Superficie de intercambiador necesaria [m^2]	1855,54	1872,55	15056,1
ΔP [bar]	-0,25	-0,25	-0,25

Si bien es cierto que estos resultados, a priori, son válidos, para un dimensionamiento preciso de las unidades es necesario emplear herramientas específicas. El programa de dimensionamiento que se va a utilizar para este fin, pertenece a la misma empresa (AspenTech), denominado “Aspen - Exchanger Design and Rating”.

Este programa permite importar las variables de entrada de un intercambiadores y dimensionar la unidad de manera sencilla y precisa. Se estima que el uso de esta herramienta puede suponer: reducciones de costes de entre el 10 % y el 30 %, una incremento de la productividad en un 20 % y una mejora de la eficiencia de operación de en torno a un 5 % a 10 %. (Fuente: AspenTech).

El primer paso a seguir será cambiar el método de cálculo en cada intercambiador a **riguroso** (ver Figura 18)

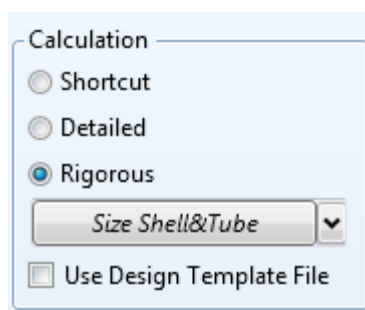


Figura 18: Método de cálculo riguroso para intercambiadores Shell&Tube

Teniendo en cuenta esta modificación, los resultados obtenidos serán ligeramente diferentes a los obtenidos previamente, incluyendo información adicional, como por ejemplo el número de tubos necesarios, el número de pasos de tubo, etc. La forma en que se presentará las características de cada refrigerador será la siguiente: una tabla en la que se muestran los aspectos anteriormente mencionados y adjunto a ésta, un análisis detallado de la unidad (estructura tanto interna como externa del intercambiador, peso, distribución de los tubos, etc.) en forma de anexo al final del documento (Anexo D).

Los resultados obtenidos para el intercambiador Q31 son los siguientes (Tabla 41):

Tabla 41: Resultados dimensionamiento Intercambiador Q31

Variable	Intercambiador Q31
Duty [kW]	51661,9
Localización corriente caliente	Carcasa
Max ΔT agua de mar [°C]	2,9
Dimensiones	
Tamaño de carcasa [mm]	2159
Longitud de tubo requerida [mm]	1099,9
Espaciado entre deflectores [mm]	419,1
Número de deflectores	6
Tubos	
Número de tubos	6809
Número de pasos de tubo	1
ΔP	
Carcasa [bar]	0,224
Tubos [bar]	0,05
Número de unidades en paralelo	8
Número de unidades en serie	1

Los resultados obtenidos para el intercambiador Q32 son los siguientes (Tabla 42):

Tabla 42: Resultados dimensionamiento Intercambiador Q32

Variable	Intercambiador Q32
Duty [kW]	49082,8
Localización corriente caliente	Carcasa
Max ΔT agua de mar [°C]	2,7

Dimensiones	
Tamaño de carcasa [mm]	2133,6
Longitud de tubo requerida [mm]	1265
Espaciado entre deflectores [mm]	381
Número de deflectores	6
Tubos	
Número de tubos	6626
Número de pasos de tubo	1
ΔP	
Carcasa [bar]	0,2433
Tubos [bar]	0,076
Número de unidades en paralelo	6
Número de unidades en serie	1

Los resultados obtenidos para el intercambiador Q21 son los siguientes (Tabla 43):

Tabla 43: Resultados dimensionamiento Intercambiador Q21

Variable	Intercambiador Q31
Duty [kW]	261568,8
Localización corriente caliente	Carcasa
Max ΔT agua de mar [°C]	2,9
Dimensiones	
Tamaño de carcasa [mm]	1981,2
Longitud de tubo requerida [mm]	3244,1
Espaciado entre deflectores [mm]	381
Número de deflectores	6
Tubos	
Número de tubos	5679
Número de pasos de tubo	1
ΔP	
Carcasa [bar]	0,23981
Tubos [bar]	0,18
Número de unidades en paralelo	8
Número de unidades en serie	1

Nota: El análisis de las unidades arroja como resultado posibles vibraciones en todas ellas. Estas vibraciones deberán ser estudiadas en mayor profundidad y mitigadas para evitar el desgaste o malfuncionamiento de los refrigeradores.

Recogidos estos resultados, se puede concluir que la aproximación realizada respecto a la pérdida de presión de las corrientes de cada intercambiador fue bastante cercana a el valor real en el caso del fluido de carcasa, sin embargo, si experimenta cierta variación con respecto al fluido que circula a través de los tubos (Tabla 44):

Tabla 44: Error de estimación ΔP intercambiadores

Refrigerador	ΔP Estimada		ΔP Real		Error de estimación	
	Carcasa	Tubos	Carcasa	Tubos	Carcasa	Tubos
Q31	-0,25	-0,25	0,224	0,05	0,026	0,2
Q32	-0,25	-0,25	0,2433	0,076	0,0067	0,174
Q21	-0,25	-0,25	0,23981	0,18	0,01019	0,07

A partir de esta tabla, lo ideal sería realizar las iteraciones que fuesen necesarias incluyendo los nuevos valores de ΔP hasta que el valor de ΔP estimado y el ΔP real coincidan.

8.6 Intercambiadores criogénicos

Estas unidades están presentes tanto en el pre-enfriamiento (H111, H121, H131, H141 y H151) como en la licuación (H31) y el sub-enfriamiento (H32). Al tratarse de fluidos que se encuentran a temperaturas muy bajas, los intercambiadores tienen que ser modelizados mediante unidades de refrigeración de tipo MHeatX. A diferencia de en el caso anterior, las unidades de refrigeración criogénicas de esta tecnología son unidades específicas y realizar un dimensionamiento riguroso y preciso no resulta sencillo. Por lo tanto, la labor de dimensionado detallado correrá por parte de el fabricante (Air Products).

Sin embargo, se puede obtener un valor aproximado de la potencia consumida por cada unidad de refrigeración que sirva como orientación para saber un primer orden de magnitud (Tabla 45):

Tabla 45: Resultado consumos de potencia Intercambiadores criogénicos

Intercambiador	Duty [kW]
H111	32221,3
H121	21885,1
H131	47704,5
H141	67125,7
H151	45247,8
H31	221802
H32	82741

Es interesante comentar que la unidad que más potencia consume del proceso de pre-enfriamiento es la unidad H141. Estos, casi 20 000 kW de consumo de potencia adicionales con respecto a la unidad H131, que es la unidad que le sigue en consumo en la etapa de pre-enfriamiento, son el resultado del importante cambio en la fracción vapor de la corriente de MR a su paso por este equipo.

La corriente principal de MR entra al intercambiador H141 con una temperatura aproximada a los -5 °C y sale de él a unos -19 °C, pero además de esto pasa de encontrarse en un 87 % en fase gas a la entrada, a solo un 62 %, esto quiere decir que se licúa prácticamente el 22% de la corriente, a su paso por este intercambiador, exigiéndole unos consumos mayores a los otros.

Asociado a este concepto de licuación ligado a consumo, la unidad de más potencia es precisamente la unidad de licuación H31, ésta será la que mayores esfuerzos realice de todas las unidades de refrigeración con 67125,7 kW de potencia consumida.

8.7 Compresores

Probablemente se trate de la segunda unidad más importante de todo el proceso, siguiendo a los intercambiadores criogénicos y realizar una buena elección de los mismos resulta fundamental. Los compresores son los encargados de elevar la presión tanto del MR a la salida de la unidad de licuación y sub-enfriamiento, como del propano después de su paso por el proceso de pre-enfriamiento.

Divididos por sub-proceso encontramos dos grupos:

- Los compresores C31 y C32 de MR
- Los compresores C200, C201, C202 y C203 de propano (correspondientes a un único cuerpo de compresión)

Para elegir un compresor, se tiene que tener en cuenta el rango de compresión que es capaz de alcanzar el equipo, la potencia que éste consume (asociada al rendimiento de la máquina), y el caudal que puede procesar.

Para la modelización de estos equipos con el programa, se ha elegido un modelo de compresor isentrópico y se han mantenido los valores que el programa asigna por defecto para el rendimiento iséntropico (72 %) y para el rendimiento mecánico (100 %) de las unidades. La potencia consumida será menor a medida que el rendimiento del compresor sea mayor.

A continuación se reflejan los resultados arrojados por la simulación para cada compresor (Tabla 46):

Tabla 46: Resultados simulación. Compresores

Compresor	Modelo	η Isentrópico	η Mecánico	Potencia [kW]	ΔP [bar]
C31	Isentrópico	0,72	1	106520	19
C32	Isentrópico	0,72	1	36030,7	16
C200	Isentrópico	0,72	1	4541	1
C201	Isentrópico	0,72	1	8341	1
C202	Isentrópico	0,72	1	23252,1	3
C203	Isentrópico	0,72	1	51566,8	10

El modelo de cada compresor será elegido del catálogo del principal fabricante de compresores de esta industria (GE, General Electrics). Esta empresa ofrece todo tipo de soluciones para el sector LNG, desde compresores hasta plantas de licuación de CO_2 (<http://www.ge.com/es/>).

Los pasos a seguir para la elección del compresor serán los siguientes:

- Comprobar máxima relación de compresión del equipo

- Verificar que los caudales de admisión del equipo son los apropiados
 - Caudal de MR = $16340,4 \text{ m}^3/h$
 - Caudal de Propano = $5257,6 \text{ m}^3/h$
- Minimizar el consumo de energía de la planta buscando el compresor de menor potencia que cumpla los anteriores requisitos

Teniendo en cuenta lo anterior, y consultando el catálogo de GE, el modelo seleccionado para cada compresor es el mismo, se trata del modelo “SRL Integrally Geared Series”. Este modelo está diseñado para trabajar con cualquier tipo de gas tanto en condiciones de poco flujo/altas presiones como en condiciones de flujo elevado/bajas presiones, con unos consumos relativamente bajos. Las especificaciones de este modelo de compresor pueden ser consultadas en el Anexo C.

8.8 Bombas

A pesar de que no hayan sido simuladas en el programa, se asume la existencia de bombas en los circuitos de licuación y sub-enfriamiento; y de acondicionamiento de propano. La función de estas bombas será la de alimentar con agua de mar los refrigeradores Q31, Q32 y Q21.

En la simulación se ha supuesto que el agua que entra a los refrigeradores tiene las siguientes condiciones de presión y caudal (Tabla 47):

Tabla 47: Especificaciones bombas proceso

Refrigerador	Caudal de Agua [kg/s]	Presión del Agua [bar]
Q31	4000	3
Q32	4000	3
Q21	15000	3

Para la elección de las bombas se seguirá los siguientes pasos:

- Comprobar caudal de admisión de la bomba
 - Caudal $> 54000 \text{ m}^3/h$ para la bomba correspondiente al refrigerador Q21

- Caudal $> 14400 \text{ m}^3/\text{h}$ para la bomba correspondiente a los refrigeradores Q31 y Q32
- Máxima presión de bombeo (superior a 3 bar)
- Bombas resistentes al agua de mar (anti-corrosión)

Las bombas que se han seleccionado para realizar esta labor son del fabricante Sulzer (www.sulzer.com). El modelo elegido es el de bomba vertical "SJT" que tiene una capacidad de hasta $52000 \text{ m}^3/\text{h}$ y abarca un abanico de presiones que van desde 3,5 hasta 11 bar.

Las especificaciones del producto y el catálogo del fabricante pueden consultarse en el Anexo C.

9 Bibliografía

- [1] Chevron. Gorgon LNG Project (s.f).. Obtenido de: <https://www.chevronaustralia.com/>
- [2] Amir Mortazavi, Christopher Somers, Abdullah Alabdulkarem, Yunho Hwang, Reinhard Radermacher. Enhancement of APCI cycle efficiency with absorption chillers [Diciembre 2009)
- [3] Abdullah Alabdulkarem, Amir Mortazavi, Yunho Hwang, Reinhard Radermacher, Peter Rogers. Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant (Julio 2010)
- [4] Querol, Enrique. GC05. Plantas de licuación. www.ptdu.org.es
- [5] IGU. World LNG Report 2014 Edition. Obtenido de: http://www.igu.org/sites/default/files/node-page-field_file/IGU%20-%20World%20LNG%20Report%20-%202014%20Edition.pdf
- [6] Air Products. LNG Technology and Equipment. (s.f) Obtenido de : <http://www.airproducts.com/industries/Energy/LNG/resource-center/articles-and-publications/air-products-AP-SMR-and-AP-C3MR-%20LNG-processes-unlocking-the-potential-for-midsize-plants.aspx>
- [7] Linde. LNG Technology Linde (s.f). Obtenido de: http://www.linde-engineering.com/internet.global.lindeengineering.global/en/images/LNG_1_1_e_13_150dpi19_4577.pdf
- [8] Andress, D. (1996). The Phillips optimized cascade LNG process. A quarter century of improvements. Phillips. Obtenido de <http://lnglicensing.conocophillips.com/index.htm>
- [9] General Electric Oil & Gas. Gas Liquefaction Products Obtenido de: http://www.linde-engineering.com/internet.global.lindeengineering.global/en/images/LNG_1_1_e_13_150dpi19_4577.pdf
- [10] WoodMac Global LNG Report (Enero de 2015): <http://www.woodmac.com/public/views/global-lng>
- [11] The economics of LNG.(s.f.). Obtenido de: <http://shareholdersunite.com/the-ioc-files-useful-background-material/the-economics-of-lng/>
- [12] Global LNG Market Outlook (2014-2015). Obtenido de: <http://www.bg-group.com/480/about-us/lng/global-lng-market-outlook-2014-15/>
- [13] LNG Japan/Korea Future Contracts Specs. Obtenido de: http://www.cmegroup.com/trading/energy/natural-gas/lng-japan-korea-marker-platts-swap_contract_specifications.html
- [14] World LNG Estimated Novementer 2013 Landed Prices. Obtenido de: <http://www.ferc.gov/market-oversight/othr-mkts/lng/2013/10-2013-othr-lng-archive.pdf>

[15] Jeannette Lee. Financing strategies for LNG export projects (Abril 2013). Obtenido de: <http://www.arcticgas.gov/financing-strategies-lng-export-projects>

[16] Ed Crooks. Cost of Australia's Gorgon LNG project rises to \$54bn (Diciembre 2013). Obtenido de: <http://www.ft.com/intl/cms/s/0/282d2d02-62bb-11e3-99d1-00144feabdc0.html#axzz3bFMHeZDw>

[17] Brian Songhurst. LNG Plant Cost Escalation (Febrero 2014). Obtenido de: <http://www.oxfordenergy.org/wpcms/wp-content/uploads/2014/02/NG-83.pdf>

[18] Sulzer. Pumping Solutions for Desalination and Water Reuse. Obtenido de: https://www.sulzer.com/es/-/media/Documents/Cross_Division/Industries/Water/Brochures/PumpingSolutionsforDesalinationAndWaterReuse_E00551.pdf

[19] William P. Schmidt. Arctic LNG Plant Design: Taking Advantage of the Cold Climate. (s.f.) Obtenido de: <http://www.airproducts.com/~media/Files/PDF/industries/lng/arctic-lng-plant-design.pdf>

[20] Matthew J. Okasinski. Dynamic Simulation of c3-mr lng plants with parallel compression strings. (s.f.). Obtenido de: <http://www.airproducts.com/~media/Files/PDF/industries/lng-dynamic-simulation-c3-mr-lng-plants.pdf>

Otras referencias:

<http://www.ogj.com/oil-transportation/lng.html>

http://members.igu.org/html/wgc2003/WGC_pdffiles/10508_1045736680_32648_1.pdf

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LA ENERGÍA**

DEPARTAMENTO DE
ENERGÍA Y COMBUSTIBLES

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto
Gorgon LNG

DOCUMENTO N° 2: ESTUDIO ECONÓMICO

ALEJANDRO BLANCO TORRES

JUNIO DE 2015

1 Introducción

La industria del GNL es conocida por ser una industria de altos costes tanto de inversión como de mantenimiento debido a la larga cadena que se ve involucrada dentro del esquema de producción: extracción del gas que alimenta la planta, su tratamiento y transformación en GNL; y finalmente el almacenamiento, transporte y regasificación del mismo. Cada uno de los eslabones que forma esa cadena acarrea elevados costes que se dividen normalmente entre: terrenos, infraestructuras, tecnologías específicas (de licuación, de extracción, de tratamiento, etc.), contratos de transporte, etc.

Recolectando datos de proyectos anteriores a los que se ha podido tener acceso, se pueden perfilar los costes medios y la distribución de costes de un proyecto planta de licuación de gas natural. La Figura 19 muestra un desglose de costes dependiendo del área de la planta y que involucra a toda la cadena de producción.

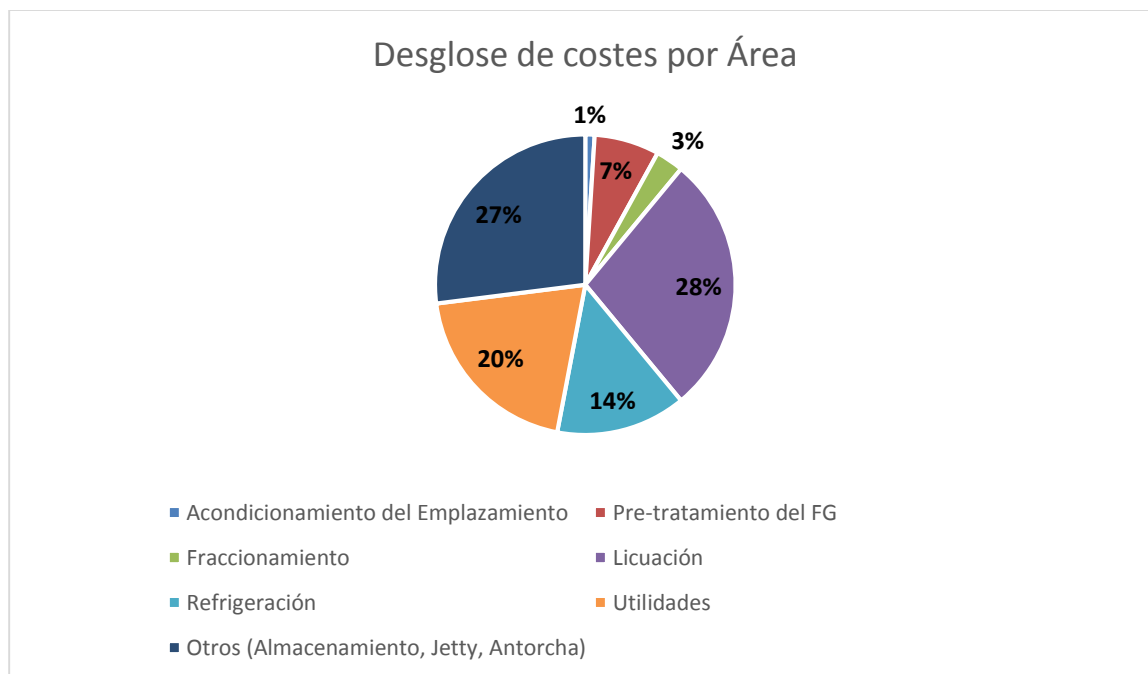


Figura 19: Desglose de costes por área

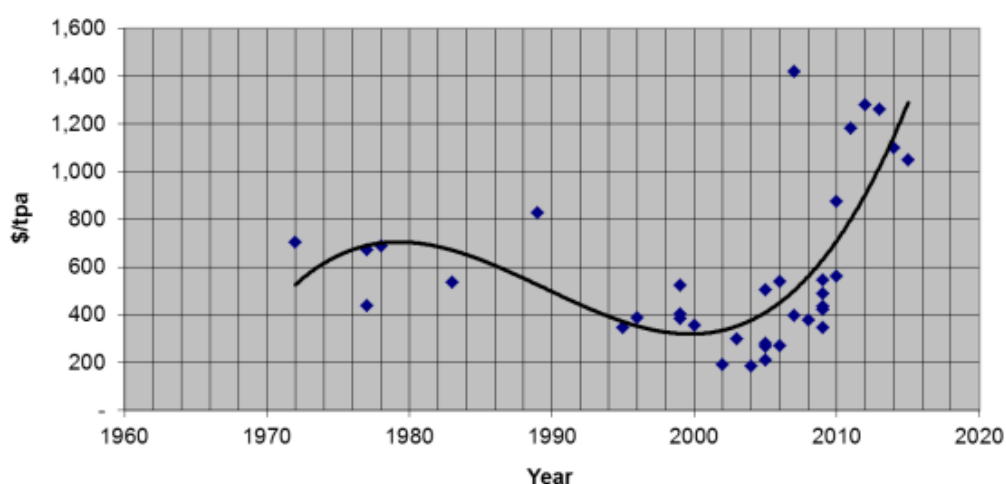
El análisis muestra que el tren de licuación (licuación + refrigeración) representa casi un 50 % del total del coste de un proyecto de este tipo.

Con el fin de comparar los costes de las plantas de licuefacción, se define normalmente como unidad de comparación el coste métrico, calculado como:

$$\text{Coste métrico} \left[\frac{\$}{\text{MTPA}} \right] = \frac{\text{Coste de la planta en millones de \$}}{\text{Capacidad de producción en MTPA}}$$

En la Figura 20 se muestra la tendencia del coste métrico por año. Se vé que durante el periodo que abarca los años 1970-1990, el valor del coste métrico alcanzaba unos 600\$/TPA, cayendo hasta unos 400\$/TPA a medida que las plantas aumentaban de tamaño, reflejando una economía de escala y la mejora en tecnologías.

Sin embargo, a partir del año 2008 el coste métrico aumentó drásticamente hasta una media de 1200\$/TPA para los proyectos ejecutados entre 2011-2015 debido al incremento en el precio del GN asociado al aumento del consumo global.



Fuente: Wood Mackenzie

Figura 20: Evolución del coste métrico de la industria GNL

Con el fin de dar una visión completa a este apartado y sacar el mayor partido posible a la información recopilada sobre el proyecto, el análisis económico que se presenta a continuación abordará el proyecto Gorgon LNG en su totalidad, dedicando un apartado en particular al coste aproximado de los equipos del tren de licuación.

A lo largo de los siguientes apartados de este capítulo se intentará plasmar de forma genérica el cálculo de los parámetros económicos más relevantes del proyecto:

- Inversión total
- Financiación
- Flujos de caja
- VAN
- TIR
- Payback del Proyecto
- Análisis de sensibilidad

Nota: Debido a que el mercado del GNL opera con dólares, los cálculos realizados se expresarán en esta moneda.

2 Proyecto Gorgon LNG

2.1 Presupuesto de Inversión

Gorgon LNG es el proyecto de licuefacción de GN en construcción más grande del mundo, y por lo tanto, el capital invertido en él es de igual de manera, el mayor hasta la fecha.

Cuando se lanzó el proyecto en 2009, se estimó el coste del proyecto en unos $37 \cdot 10^9$ \$ (miles de millones de dólares), sin embargo, esta cifra aumentaría considerablemente hasta situarse en los $52 \cdot 10^9$ \$ en el año 2013 (Fuente: www.ft.com). Este es el valor más reciente relativo al coste de inversión del proyecto.

Debido a la falta de información detallada acerca de la distribución de costes del proyecto Gorgon LNG, se realizará una aproximación de los costes teniendo en cuenta los desgloses presentados en la introducción de este capítulo.

La distribución de la inversión por Área del proyecto se correspondería con el siguiente gráfico (Tabla 48 y Figura 21):

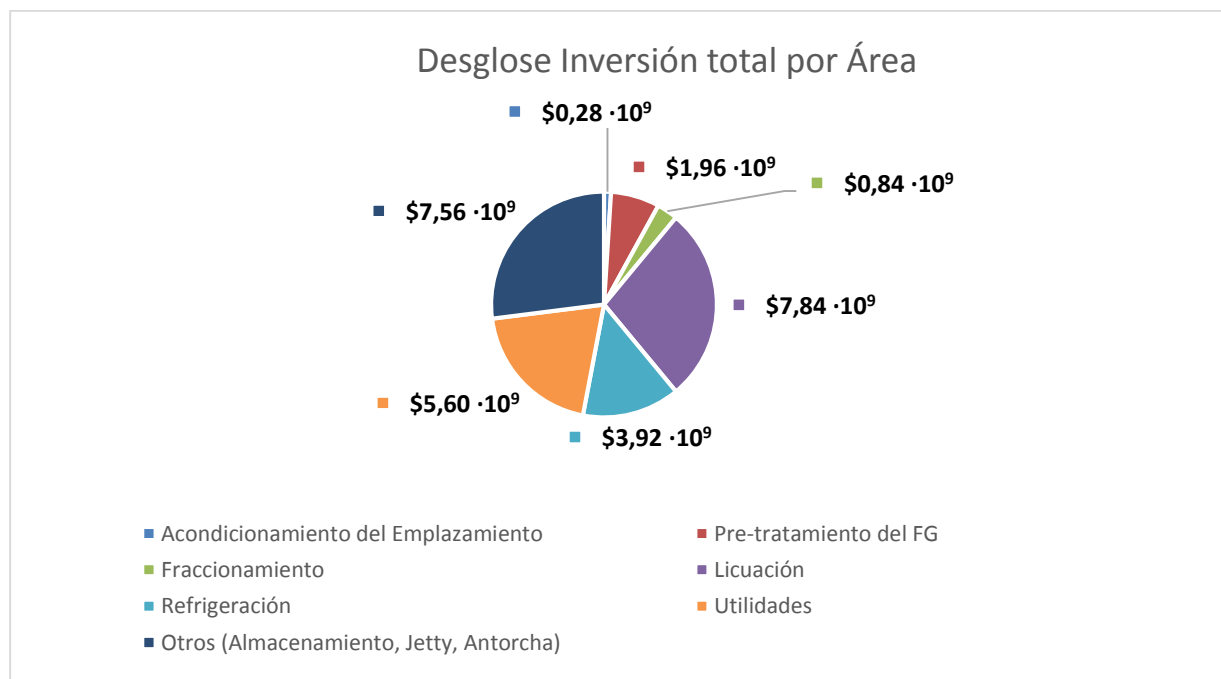


Figura 21: Desglose Inversión total por Área de la planta de GNL

Tabla 48: Desglose Inversión total por Área de la planta de GNL

Área	Desglose de inversión
Acondicionamiento del Emplazamiento	\$ 0,52·10 ⁹
Pre-tratamiento del FG	\$ 3,64·10 ⁹
Fraccionamiento	\$ 1,56·10 ⁹
Licuación	\$ 14,56·10 ⁹
Refrigeración	\$ 7,28·10 ⁹
Utilidades	\$ 10,40·10 ⁹
Otros (Almacenamiento, Jetty, Antorcha)	\$ 14,04·10 ⁹

2.2 Costes fijos

Los costes considerados fijos son los siguientes:

- Costes de operación y mantenimiento: Los costes asociados a la operación y mantenimiento de la planta supondrán el 5 % del coste de inversión total. Con este dato, el coste de operación y mantenimiento anual asciende hasta los $2,8 \cdot 10^9$ \$/año.

$$52 \cdot 10^9 \$ \cdot 0,05 = 2,6 \cdot 10^9 \$/\text{año}$$

- Coste de Seguros: Para el cálculo del coste de seguros se ha asumido que éstos supondrán aproximadamente un 0,05% del total del coste de inversión, resultando en un coste de 800000 \$/año.

$$52 \cdot 10^9 \$ \cdot 0,0005 = 2,6 \cdot 10^7 \$/\text{año}$$

- Costes de Energía: El gasto asociado al consumo eléctrico representará el 0,05 % de la inversión total. Siendo este importe, igual que en el caso de costes de seguros, de $2,6 \cdot 10^7$ \$/año

2.3 Costes Variables

No consideran costes variables ni de aprovisionamiento ni de transporte.

2.4 Ingresos brutos del proyecto

Para el cálculo de los ingresos del proyecto se supondrá que la fuente de ingreso será exclusivamente de la exportación del GNL. En este punto se obviará la comercialización de los productos derivados de este proceso (etano, butano y propano).

Para estar en consonancia con los datos de inversión, datados del 2013, el cálculo de los ingresos por la comercialización del GNL se realizará a precio del GN de 2013 (35 \$/MWh).

Realizando los cálculos, se tiene que el total de ingresos por la venta del GNL asciende hasta los 7,7 M\$/año. (Ver Tabla 49)

Tabla 49: Tabla de Ingresos Proyecto Gorgon LNG

Tabla de Ingresos proyecto "Gorgon LNG"					
Producción	15,6	MTPA	Especificaciones GN		
Precio GN a 2013	35	\$/MWh	PCI	12,4	kWh/kg
			Densidad	0,7	kg/m ³ (n)
Ingresos Anuales	\$ 6.770.400.000,00				

2.5 Financiación

Al tratarse de un proyecto de tal magnitud y el desembolso inicial que esto conlleva, se considera necesario recurrir a financiación externa en forma de Project Finance de diferentes bancos.

En este caso en concreto se tomará como base de cálculo para la financiación, una repartición 30/70 (Equity/Debt) y un tipo de interés **fijo** de aproximadamente un 6 % a devolver en 25 años (Tabla 50).

Tabla 50: Financiación Gorgon LNG

Inversión estimada	\$ 56 · 10 ⁹
% Capital Propio	30%
% Financiado	70%
Nº total de años	25
Cantidad total financiada	\$ 39,2 · 10 ⁹
Intereses	6,00%
Cantidad total + interés	\$ 41,5 · 10 ⁹
Coste anual de financiación	\$ 1,6 · 10 ⁹

La cantidad a financiar alcanza los 40·10⁹ \$. Si a esta cantidad se le suman los intereses supuestos, el coste anual que supone la financiación es de 1,6·10⁹ \$/año.

2.6 Flujo de caja

El flujo de caja aproximado del proyecto para los próximos 35 años puede consultarse en el Anexo B y se ha realizado teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

- Impuestos de sociedades = 25 %
- Periodo de amortización = 35 años
- Tipo de amortización = Lineal
- Inflación = 1,50 %
- Tasa de descuento = 4 %

Para el cálculo de la amortización se han tenido en cuenta los costes de los activos asociados a las siguientes áreas (Tabla 51):

Tabla 51: Activos amortizables

Área	Desglose de inversión
Pre-tratamiento del FG	\$ 3,64·10 ⁹
Fraccionamiento	\$ 1,56·10 ⁹
Licuación	\$ 14,56·10 ⁹
Refrigeración	\$ 7,28·10 ⁹
Utilidades	\$ 10,40·10 ⁹
Otros (Almacenamiento, Jetty, Antorcha)	\$ 14,04·10 ⁹

Del análisis realizado se extraen las siguientes conclusiones:

- Observando los flujos de caja acumulados se concluye que el proyecto tiene un periodo de retorno de la inversión inicial de 16 años.
- El VAN del proyecto dadas las condiciones de tasa de descuento y flujos de caja se sitúa en \$18.184.476,70. Dado que el valor del VAN es positivo, el proyecto resulta una inversión rentable.
- La tasa interna de retorno o TIR es del 6,04 %, siendo casi 2 puntos porcentuales mayor que la tasas de descuento supuesta (4 %). Esto quiere decir que la inversión reportará al inversor un beneficio mayor que el ofrecido si invirtiese el dinero en el banco.

2.7 Análisis de sensibilidad TIR y VAN vs Precio GNL

Las gráficas siguientes (Figura 22) muestran el análisis de sensibilidad del VAN y la TIR a los cambios en el precio del GNL. El rango de variación de precios irá desde los 31 \$/MWh hasta los 39 \$/MWh.

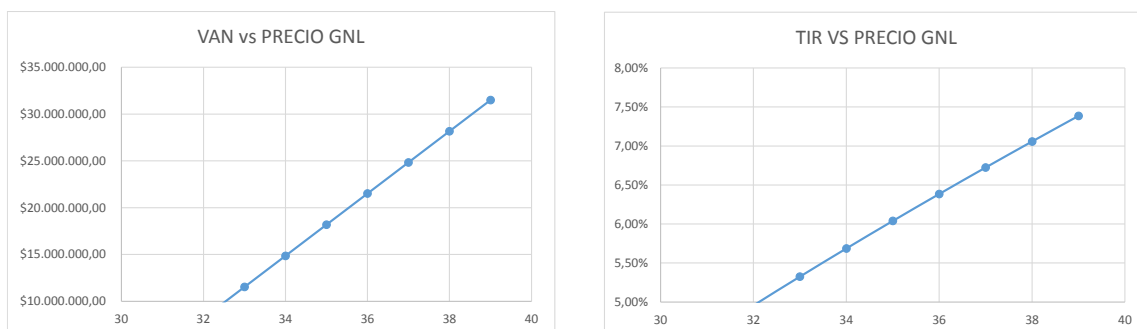


Figura 22: Análisis de sensibilidad TIR y VAN / precio del GNL

2.8 Desglose de costes Tren de Licuación

En este apartado se intentará dar una visión general de esta parte del proyecto.

Como se ha comentado en la introducción del análisis económico del proyecto, el tren de licuación supone aproximadamente un 50 % del coste total de inversión del proyecto. El tren de licuación, estará compuesto por las siguientes unidades y áreas de trabajo:

- Licuación
- Refrigeración
- Unidades de compresión, turbinas, bombas, etc

Teniendo en cuenta que la inversión total del proyecto es cercana a los $56 \cdot 10^9$ \$, el coste que supondrá el tren de licuación será de $28 \cdot 10^9$ \$ aproximadamente. El % que supone cada componente del tren y lo que supone en términos monetarios figura en la Tabla 52 adjunta a continuación:

Tabla 52: Desglose de costes tren de licuación

Inversión Total	\$ $28 \cdot 10^9$	
Intercambiador criogénico	61,00%	\$ $17,08 \cdot 10^9$
Intercambiador preenfriamiento	28,90%	\$ $8,1 \cdot 10^9$
Intercambiador agua de mar	1,00%	\$ $2,8 \cdot 10^8$
Bombas	4,00%	\$ $1,12 \cdot 10^9$
Turbinas	5,00%	\$ $1,4 \cdot 10^9$

Tuberías	0,01%	\$ 3,52 · 10 ⁶
Equipos de Control	0,01%	\$ 3,52 · 10 ⁶
Equipos eléctricos	0,01%	\$ 3,52 · 10 ⁶

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LA ENERGÍA**

DEPARTAMENTO DE
ENERGÍA Y COMBUSTIBLES

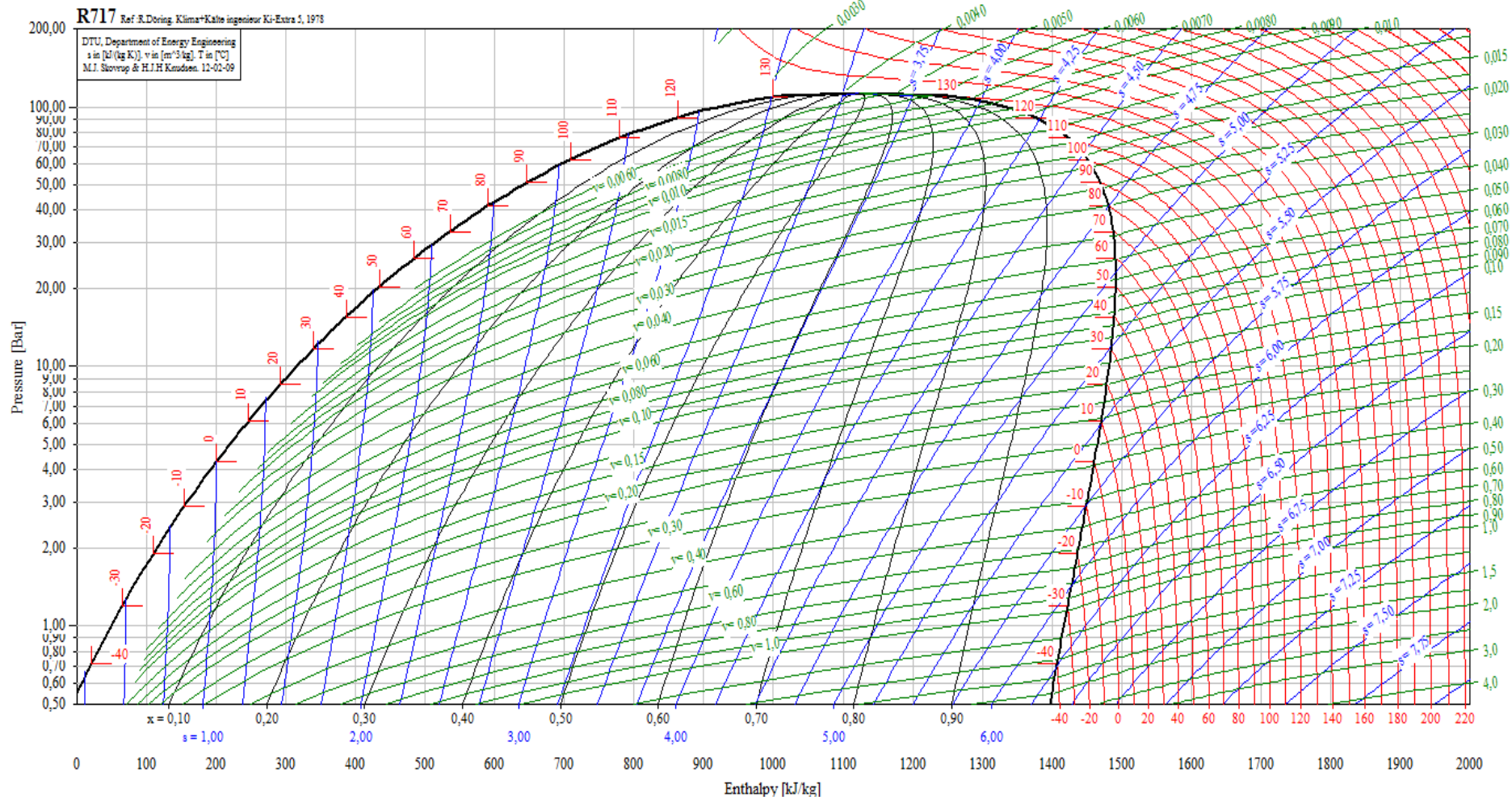
Simulación del Tren de Licuación del Proyecto
Gorgon LNG

DOCUMENTO N° 3: ANEXOS

ALEJANDRO BLANCO TORRES

JUNIO DE 2015

I. Anexo A: Diagrama de Mollier del Propano



II. Anexo B: Flujos de Caja

Tabla de suposiciones	
Impuesto de sociedades	25,00%
Periodo de amortización	35 años
Tipo de amortización	Lineal
Inflación	1,50%
Tasa de descuento	4,00%
Costes Anuales (fijos)	5,10%
Valores en	MMM\$

Costes Fijos	%
O & M	5,00%
Seguros	0,05%
Energía	0,05%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Inversión	\$ -56.000.000,00									
Ingresos anuales	\$ 6.770.400,00	\$ 6.871.956,00	\$ 6.975.035,34	\$ 7.079.660,87	\$ 7.185.855,78	\$ 7.293.643,62	\$ 7.403.048,27	\$ 7.514.094,00	\$ 7.626.805,41	
Costes anuales	\$ -2.856.000,00	\$ -2.898.840,00	\$ -2.942.322,60	\$ -2.986.457,44	\$ -3.031.254,30	\$ -3.076.723,12	\$ -3.122.873,96	\$ -3.169.717,07	\$ -3.217.262,83	
Beneficio bruto	\$ 3.914.400,00	\$ 3.973.116,00	\$ 4.032.712,74	\$ 4.093.203,43	\$ 4.154.601,48	\$ 4.216.920,50	\$ 4.280.174,31	\$ 4.344.376,93	\$ 4.409.542,58	
Amortización	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	
BAIT	\$ 2.443.542,86	\$ 2.502.258,86	\$ 2.561.855,60	\$ 2.622.346,29	\$ 2.683.744,34	\$ 2.746.063,36	\$ 2.809.317,17	\$ 2.873.519,78	\$ 2.938.685,44	
Impuesto de sociedades	\$ 610.885,71	\$ 625.564,71	\$ 640.463,90	\$ 655.586,57	\$ 670.936,08	\$ 686.515,84	\$ 702.329,29	\$ 718.379,95	\$ 734.671,36	
Flujo de caja	\$ -56.000.000,00	\$ 3.303.514,29	\$ 3.347.551,29	\$ 3.392.248,84	\$ 3.437.616,86	\$ 3.483.665,40	\$ 3.530.404,66	\$ 3.577.845,02	\$ 3.625.996,98	\$ 3.674.871,22
Flujo de caja acumulado	\$ -56.000.000,00	\$ -52.696.485,71	\$ -49.348.934,43	\$ -45.956.685,59	\$ -42.519.068,73	\$ -39.035.403,33	\$ -35.504.998,67	\$ -31.927.153,65	\$ -28.301.156,67	\$ -24.626.285,44

Año	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Inversión										
Ingresos anuales	\$ 7.741.207,49	\$ 7.857.325,60	\$ 7.975.185,49	\$ 8.094.813,27	\$ 8.216.235,47	\$ 8.339.479,00	\$ 8.464.571,18	\$ 8.591.539,75	\$ 8.720.412,85	\$ 8.851.219,04
Costes anuales	\$ -3.265.521,77	\$ -3.314.504,60	\$ -3.364.222,17	\$ -3.414.685,50	\$ -3.465.905,78	\$ -3.517.894,37	\$ -3.570.662,78	\$ -3.624.222,72	\$ -3.678.586,06	\$ -3.733.764,86
Beneficio bruto	\$ 4.475.685,72	\$ 4.542.821,01	\$ 4.610.963,32	\$ 4.680.127,77	\$ 4.750.329,69	\$ 4.821.584,63	\$ 4.893.908,40	\$ 4.967.317,03	\$ 5.041.826,78	\$ 5.117.454,18
Amortización	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14
BAIT	\$ 3.004.828,58	\$ 3.071.963,86	\$ 3.140.106,18	\$ 3.209.270,63	\$ 3.279.472,54	\$ 3.350.727,49	\$ 3.423.051,26	\$ 3.496.459,88	\$ 3.570.969,64	\$ 3.646.597,04
Impuesto de sociedades	\$ 751.207,14	\$ 767.990,97	\$ 785.026,54	\$ 802.317,66	\$ 819.868,14	\$ 837.681,87	\$ 855.762,81	\$ 874.114,97	\$ 892.742,41	\$ 911.649,26
Flujo de caja	\$ 3.724.478,58	\$ 3.774.830,04	\$ 3.825.936,78	\$ 3.877.810,11	\$ 3.930.461,55	\$ 3.983.902,76	\$ 4.038.145,59	\$ 4.093.202,06	\$ 4.149.084,37	\$ 4.205.804,92
Flujo de caja acumulado	\$ -20.901.806,87	\$ -17.126.976,83	\$ -13.301.040,05	\$ -9.423.229,94	\$ -5.492.768,39	\$ -1.508.865,63	\$ 2.529.279,96	\$ 6.622.482,01	\$ 10.771.566,39	\$ 14.977.371,31

Año	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
Inversión										
Ingresos anuales	\$ 8.983.987,33	\$ 9.118.747,14	\$ 9.255.528,34	\$ 9.394.361,27	\$ 9.535.276,69	\$ 9.678.305,84	\$ 9.823.480,43	\$ 9.970.832,63	\$ 10.120.395,12	\$ 10.272.201,05
Costes anuales	\$ -3.789.771,33	\$ -3.846.617,90	\$ -3.904.317,17	\$ -3.962.881,92	\$ -4.022.325,15	\$ -4.082.660,03	\$ -4.143.899,93	\$ -4.206.058,43	\$ -4.269.149,31	\$ -4.333.186,55
Beneficio bruto	\$ 5.194.216,00	\$ 5.272.129,24	\$ 5.351.211,18	\$ 5.431.479,34	\$ 5.512.951,53	\$ 5.595.645,81	\$ 5.679.580,49	\$ 5.764.774,20	\$ 5.851.245,81	\$ 5.939.014,50
Amortización	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14
BAIT	\$ 3.723.358,85	\$ 3.801.272,09	\$ 3.880.354,03	\$ 3.960.622,20	\$ 4.042.094,39	\$ 4.124.788,66	\$ 4.208.723,35	\$ 4.293.917,06	\$ 4.380.388,67	\$ 4.468.157,36
Impuesto de sociedades	\$ 930.839,71	\$ 950.318,02	\$ 970.088,51	\$ 990.155,55	\$ 1.010.523,60	\$ 1.031.197,17	\$ 1.052.180,84	\$ 1.073.479,26	\$ 1.095.097,17	\$ 1.117.039,34
Flujo de caja	\$ 4.263.376,28	\$ 4.321.811,21	\$ 4.381.122,67	\$ 4.441.323,79	\$ 4.502.427,94	\$ 4.564.448,64	\$ 4.627.399,66	\$ 4.691.294,94	\$ 4.756.148,65	\$ 4.821.975,16
Flujo de caja acumulado	\$ 19.240.747,60	\$ 23.562.558,81	\$ 27.943.681,48	\$ 32.385.005,27	\$ 36.887.433,21	\$ 41.451.881,85	\$ 46.079.281,51	\$ 50.770.576,44	\$ 55.526.725,09	\$ 60.348.700,25

Año	30	31	32	33	34	35
Inversión						
Ingresos anuales	\$ 10.426.284,06	\$ 10.582.678,32	\$ 10.741.418,50	\$ 10.902.539,78	\$ 11.066.077,87	\$ 11.232.069,04
Costes anuales	\$ -4.398.184,34	\$ -4.464.157,11	\$ -4.531.119,47	\$ -4.599.086,26	\$ -4.668.072,55	\$ -4.738.093,64
Beneficio bruto	\$ 6.028.099,72	\$ 6.118.521,22	\$ 6.210.299,03	\$ 6.303.453,52	\$ 6.398.005,32	\$ 6.493.975,40
Amortización	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14	\$ 1.470.857,14
BAIT	\$ 4.557.242,58	\$ 4.647.664,07	\$ 4.739.441,89	\$ 4.832.596,38	\$ 4.927.148,18	\$ 5.023.118,26
Impuesto de sociedades	\$ 1.139.310,64	\$ 1.161.916,02	\$ 1.184.860,47	\$ 1.208.149,09	\$ 1.231.787,04	\$ 1.255.779,56
Flujo de caja	\$ 4.888.789,08	\$ 4.956.605,20	\$ 5.025.438,56	\$ 5.095.304,42	\$ 5.166.218,28	\$ 5.238.195,84
Flujo de caja acumulado	\$ 65.237.489,33	\$ 70.194.094,52	\$ 75.219.533,08	\$ 80.314.837,51	\$ 85.481.055,79	\$ 90.719.251,62

Flujos de Caja	
\$	-56.000.000,00
\$	3.303.514,29
\$	3.347.551,29
\$	3.392.248,84
\$	3.437.616,86
\$	3.483.665,40
\$	3.530.404,66
\$	3.577.845,02
\$	3.625.996,98
\$	3.674.871,22
\$	3.724.478,58
\$	3.774.830,04
\$	3.825.936,78
\$	3.877.810,11
\$	3.930.461,55
\$	3.983.902,76
\$	4.038.145,59
\$	4.093.202,06
\$	4.149.084,37
\$	4.205.804,92
\$	4.263.376,28
\$	4.321.811,21
\$	4.381.122,67
\$	4.441.323,79
\$	4.502.427,94
\$	4.564.448,64
\$	4.627.399,66
\$	4.691.294,94
\$	4.756.148,65
\$	4.821.975,16
\$	4.888.789,08
\$	4.956.605,20
\$	5.025.438,56
\$	5.095.304,42
\$	5.166.218,28
\$	5.238.195,84

Tasa de descuento	VAN
1,00%	\$ 65.596.797,96
2,00%	\$ 45.971.170,48
3,00%	\$ 30.497.717,33
4,00%	\$ 18.184.476,70
5,00%	\$ 8.294.866,44
6,00%	\$ 278.319,16
7,00%	\$ -6.279.435,39
8,00%	\$ -11.692.202,38
9,00%	\$ -16.199.289,08
10,00%	\$ -19.984.427,23
11,00%	\$ -23.189.638,14
12,00%	\$ -25.925.448,54
13,00%	\$ -28.278.459,50
14,00%	\$ -30.316.985,43
15,00%	\$ -32.095.278,75

TIR	6,04%
VAN	\$ 18.184.476,70



III. Anexo C: Catálogo de Fabricantes



The world leader in LNG
technology, equipment
and services

100 LNG plants
and still counting ...

AIR
PRODUCTS 

About Air Products

Air Products provides atmospheric, process and specialty gases; performance materials; equipment; and technology. For over 70 years, the company has enabled customers to become more productive, energy-efficient and sustainable. More than 20,000 employees in over 50 countries supply innovative solutions to the energy, environment and emerging markets. These include semiconductor materials, refinery hydrogen, coal gasification, natural gas liquefaction, and advanced coatings and adhesives. In fiscal 2012, Air Products had sales of approaching \$10 billion.

For more information,
please contact us at:

Corporate Headquarters
Air Products and Chemicals, Inc.
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501
T 610-481-4861
F 610-481-6329
info@airproducts.com



tell me more
airproducts.com/LNG

Air Products LNG specialists: Providing essential services and support



Air Products believes that we can offer you our best by becoming involved in your project at the earliest stage. Our LNG specialists can guide you through comprehensive process scoping studies and preliminary process designs to enable you to develop the soundest design for your facility.



Our process and machinery engineers will then work closely with you to develop a highly optimized liquefaction system that integrates the main cryogenic heat exchanger with the refrigeration compressors and drivers and the supporting process systems. The liquefaction process and main cryogenic heat exchanger are specifically designed for your particular project requirements and plant conditions. Project-specific parameters, such as site ambient conditions, feed characteristics, production requirements, and economic factors, are properly balanced to your requirements to engineer the most cost-effective and efficient system.

Ongoing engineering and technical support

Naturally, you can count on us to give you essential engineering and technical service support, from preliminary design to commissioning and start-up. We'll be there, too, after your successful start-up. Long-term customer relationships are what we are all about. We are fully committed to helping your facility operate at peak performance. Our ongoing services include:

- Engineering analysis and dynamic simulation of plant systems and operating conditions
- Operator training
- Plant debottlenecking
- Analysis of system modifications and operating improvements
- Maintenance support services and materials
- Assistance in implementing advanced control systems



About Air Products

Air Products provides atmospheric, process and specialty gases; performance materials; equipment; and technology. For over 70 years, the company has enabled customers to become more productive, energy-efficient and sustainable. More than 20,000 employees in over 50 countries supply innovative solutions to the energy, environmental and emerging markets. These include semiconductor materials, refinery hydrogen, coal gasification, natural gas liquefaction, and advanced coatings and adhesives. In fiscal 2012, Air Products had sales approaching \$10 billion.

For more information,
please contact us at:

Corporate Headquarters

Air Products and Chemicals, Inc.
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501
T 610-481-4861
F 610-481-6329
info@airproducts.com



© Air Products and Chemicals, Inc., 2013 (35740) 230-13-006-GLB

tell me more
airproducts.com/LNG

Air Products' experience: leadership in small LNG plant projects



Air Products provided the technology and equipment for these small LNG plant projects.

Customer	Location	Liquefaction Capacity (MMSCFD)	Process
Alabama Gas Company	Alabama, USA (1965)	5 (103 TPD)	Cascade
Massachusetts LNG	Massachusetts, USA (1973)	8 (165 TPD)	Single MR
Hopkinton LNG Corp	Massachusetts, USA (1977)	19 (392 TPD)	Cascade
British Gas Council	England (1981)	11 (227 TPD)	Single MR
Cove Point LNG	Maryland, USA (1994)	15 (310 TPD)	Single MR
Keyspan LNG	New York, USA (2001)	6 (124 TPD)	Nitrogen
Philadelphia Gas Works	Philadelphia, USA (2002)	16 (330 TPD)	NG Expander
Japex	Japan (2004)	7 (144 TPD)	Nitrogen
Japex	Japan (2007)	10 (206 TPD)	Nitrogen
NingXia Hanas LNG	YinChuan, NingXia PRC (2011)	53 (1,096 TPD)	Single MR

Air Products' experience: Leadership in midsize to large LNG plant projects

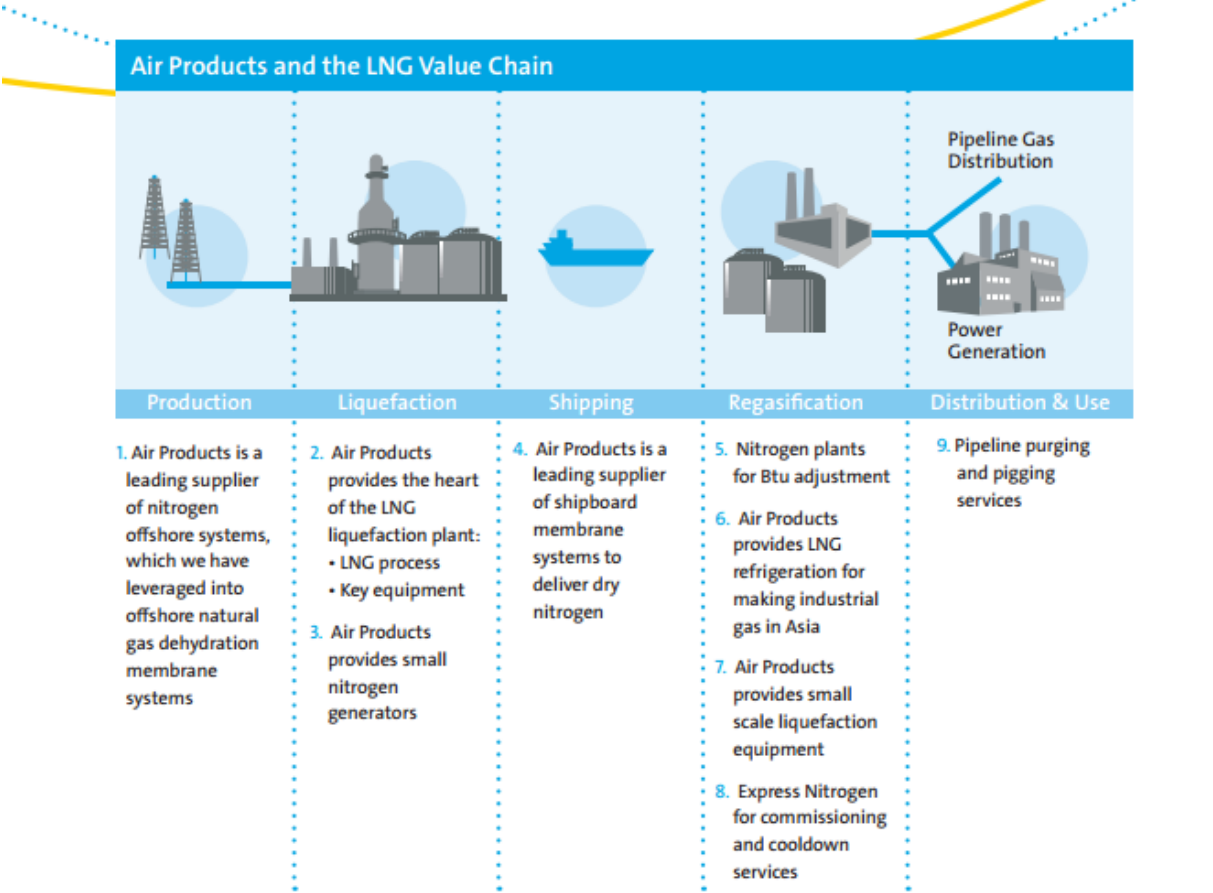


Location	Initial Start-up	Trains	LNG Rundown per Train (mtpa)	Process
Libya	1970	4	0.8	AP-SMR
Brunei	1972	5	1.3	AP-C3MR
Abu Dhabi	1977	2	1.7	AP-C3MR
	1994	1	2.6	AP-C3MR
Algeria				
GL1Z	1977	6	1.3	AP-C3MR
GL2Z	1981	6	1.4	AP-C3MR
Skikda	2012	1	4.5	AP-C3MR/SplitMR*
GNL3Z	2012	1	4.7	AP-C3MR/SplitMR
Indonesia				
Bontang	1977–1997	7	2.6	AP-C3MR
	1999	1	3.0	AP-C3MR
Arun	1978–1986	6	2.0	AP-C3MR
Tangguh	2009	2	3.8	AP-C3MR/SplitMR
Donggi	2014	1	2.1	AP-C3MR
Malaysia				
Satu	1982	3	2.5	AP-C3MR
Dua	1995	3	2.8	AP-C3MR
Tiga	2003	2	3.8	AP-C3MR
Petronas 9	2015	1	3.6	AP-C3MR/SplitMR
PFLNG 1	2015	1	1.2	AP-N
Australia				
NWS	1989–1993	3	2.5	AP-C3MR
Gorgon	2014	3	5.0	AP-C3MR/SplitMR
Prelude (FLNG)	2016	1	3.6	DMR
Ichthys	2016	2	4.2	AP-C3MR/SplitMR
Qatar				
Qatargas	1996–1998	3	3.0	AP-C3MR
Rasgas 1&2	1999	2	3.3	AP-C3MR
Rasgas 3&4, 5	2003, 2007	3	4.7	AP-C3MR/SplitMR
Qatargas II	2008	2	7.8	AP-X*
Rasgas 6&7	2008	2	7.8	AP-X
QGAs 3&4	2009	2	7.8	AP-X
Nigeria	1999–2002	3	3.2	AP-C3MR
	2005, 2007	3	3.7	AP-C3MR
Oman	2000, 2005	3	3.3	AP-C3MR
Egypt	2004	1	5.0	AP-C3MR/SplitMR
Yemen	2009	2	3.4	AP-C3MR/SplitMR
Peru LNG	2010	1	4.0	AP-C3MR/SplitMR
China				
Ningxia Hanas	2011	2	0.4	AP-SMR
Shaanxi Yangling	2014	1	0.5	AP-SMR
Papua New Guinea	2014	2	3.3	AP-C3MR
Total Trains		93		

Air Products' full range of liquefaction process options:



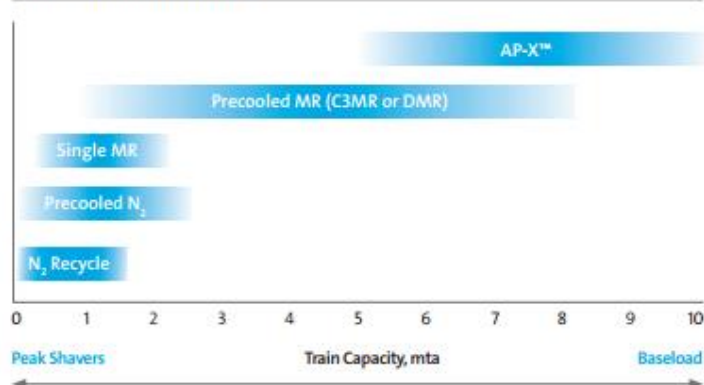
Supporting all segments of the LNG value chain



A full range of options

Air Products offers a full range of liquefaction process options to serve the entire LNG industry. Whether you require only a few tons per hour to serve the emerging transportation fuel market or millions of tons per year for export, Air Products has the process and equipment to serve your needs.

Liquefaction Technology



About Air Products

Air Products provides atmospheric, process and specialty gases; performance materials; equipment; and technology. For over 70 years, the company has enabled customers to become more productive, energy-efficient and sustainable. More than 20,000 employees in over 50 countries supply innovative solutions to the energy, environmental and emerging markets. These include semiconductor materials, refinery hydrogen, coal gasification, natural gas liquefaction, and advanced coatings and adhesives. In fiscal 2012, Air Products had sales approaching \$10 billion.

For more information,
please contact us at:

Corporate Headquarters
Air Products and Chemicals, Inc.
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501
T 610-481-4861
F 610-481-6329
info@airproducts.com

For information on nitrogen
supply systems please
contact us at:

Air Products PLC
Hersham Place
Molesey Road
Walton-on-Thames
Surrey, KT12 4RZ
England
T +44-1932-249200
F +44-1932-249565

Air Products AS
Vige Havnevei 78
4633 Kristiansand S
Norway
T +47 380 399 00
E-mail norway@airproducts.no



© Air Products and Chemicals, Inc., 2013 (35743) 230-13-003-GLB

tell me more
airproducts.com/LNG

Small plant and peak-shaving LNG processes: Designed for simplicity and delivering lower unit costs



Air Products' peak-shaving LNG plant on Long Island, New York.

Small and peak-shaving LNG plants producing up to 0.5 MTA are being promoted as the way to monetize stranded gas reserves at reduced cost, to replace inefficient aging assets, and to provide fuel for the mining and transportation industries. Air Products helped pioneer the LNG industry, and we have contributed to the success of more LNG operations around the world than any other liquefaction company. Today, we are meeting the need for smaller scale and peak-shaving plants.

Air Products' LNG processes:

Proven design

No matter how small your capacity requirements, you want the ability to liquefy natural gas on demand. Air Products' efficient and reliable process designs have proven to be robust and reliable in natural gas liquefaction service. Small liquefaction plants that we manufactured more than 40 years ago are still in service today, with many producing well over their original design capacity.

Nitrogen recycle:

Extensive experience

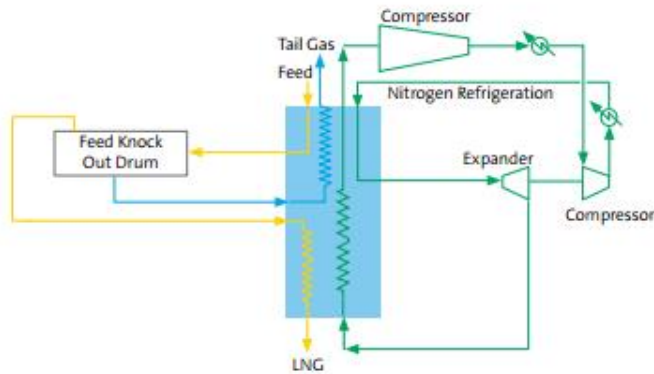
Air Products has used the nitrogen recycle refrigeration system as the primary liquefaction process in air separation for more than 50 years. These liquefaction systems cover a large range of plant capacities. Air Products also owns and operates over 100 nitrogen recycle (or air recycle) liquefiers. Year in and year out, our system-wide plant availability exceeds 99 percent, while operating and maintenance costs are the industry's lowest. The high reliability and low maintenance we build into the plants we own and operate carries over to the design practices and equipment selection in plants we build for natural gas liquefaction.

Nitrogen recycle LNG liquefier:

Efficient process design and lower cost

As the world's leading supplier of LNG technology, Air Products designed and built the first LNG peak-shaving plant in 1965. We have designed and built all major types of LNG liquefaction plants, including cascade, mixed refrigerant, precooled mixed refrigerant, nitrogen recycle, and feed gas expander cycles. Our preferred product offering for LNG liquefaction applications at capacities of 5 MMSCFD to 30 MMSCFD is the nitrogen recycle liquefier. Nitrogen recycle plants in this size offer several benefits:

- Inherently lower capital cost than competing mixed refrigerant technologies while providing comparable energy efficiency
- Simple operation and superior turn-down efficiency
- Nonflammable and environmentally benign nitrogen refrigerant
- Low cost and ready availability of nitrogen
- Modularized design of nitrogen recycle liquefier, with three basic components, minimizes field construction cost

Simple N₂ Recycle Process

Single mixed-refrigerant process:

An option for enhanced performance

Depending on your project, Air Products' single mixed-refrigerant (SMR) LNG process may also be an option for your small plant. The AP-SMR process incorporates our unique coil-wound heat exchanger (CWHE), offering an attractive and straightforward solution that minimizes process equipment and provides enhanced performance and reliability. The CWHE can be fully modularized to minimize fieldwork. Air Products' mixed refrigerant process cycles with coil-wound heat exchangers benefit from years of experience and "know-how" gained in the LNG industry.

Air Products' capabilities:

Comprehensive resources

Air Products is the leader in supplying process technology and equipment to the LNG industry. Air Products has contributed to the success of more LNG operations than any other company and brings its full capabilities to LNG projects of any scale. From peak-shaving plants producing less than 0.1 MTA to the largest baseload facilities, on land or off-shore, our LNG team can help you get a plant up and running at the highest efficiency, on time, on budget, and in any climate. As an owner and operator of hundreds of process facilities worldwide, Air Products can provide full support to the LNG plant owner, including spare parts management, short and long term O&M services, plant optimization studies, and upgrades for existing facilities. If you need LNG production capacity—today or in the future—and you want to obtain it efficiently and cost-effectively, please contact us. We'd love to tell you more.



Air Products cryogenic expander typically used in the production of a small LNG plant.

About Air Products

Air Products provides atmospheric, process and specialty gases; performance materials; equipment; and technology. For over 70 years, the company has enabled customers to become more productive, energy-efficient and sustainable. More than 20,000 employees in over 50 countries supply innovative solutions to the energy, environmental and emerging markets. These include semiconductor materials, refinery hydrogen, coal gasification, natural gas liquefaction, and advanced coatings and adhesives. In fiscal 2012, Air Products had sales approaching \$10 billion.

For more information,
please contact us at:

Corporate Headquarters

Air Products and Chemicals, Inc.
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501
T 610-481-4861
F 610-481-6329
info@airproducts.com



© Air Products and Chemicals, Inc., 2013 (35744) 230-13-004-GLB

tell me more
airproducts.com/LNG

Air Products' floating LNG plant capabilities:

Adapting world-class technology to offshore locations



Air Products' MCR® main cryogenic heat exchangers and natural gas liquefaction process have become the standard for baseload LNG. Our liquefaction systems are widely used because of their reliability, high efficiency, and operational flexibility. Now, Air Products has tailored the MCR main cryogenic heat exchanger design and developed natural gas liquefaction processes specifically for the unique offshore environment of the floating LNG (FLNG) plant.

Air Products' LNG technology:

Comprehensive options, customized and optimized

Air Products offers a comprehensive range of natural gas liquefaction technologies to support customer-specific project requirements. Our offerings include various MR and nitrogen refrigerant process cycles, and we provide performance guarantees on LNG production, specific power and quality. Our proprietary liquefaction equipment is robust, reliable, compact and efficient:

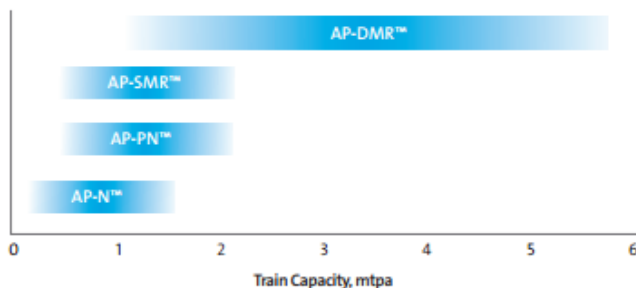
- Coil-wound heat exchanger (CWHE) to liquefy and contain hydrocarbons (both LNG and refrigerants) where high thermal transient process conditions prevail
- Companders – compressor loaded, turbo expansion machinery that is ideally suited for nitrogen refrigeration processes
- Cold boxes with plate fin heat exchangers in economizer service, gas-on-gas heat exchange with low thermal transient process conditions

Our engineers can optimize our proprietary equipment and processes to address the full spectrum of economic factors, feed gas compositions, ambient conditions, LNG product specifications and FLNG vessel design constraints.



Air Products' FLNG Liquefaction Technology

We offer a range of MR and N₂ natural gas liquefaction technologies to meet your requirements.



Offshore installations:

Built on proven success

Air Products' FLNG offerings are built on more than 40 years of successful land-based LNG projects. We executed a rigorous, 15-year-long FLNG development and marinization program to ensure that our proprietary equipment and liquefaction processes are suitable for offshore conditions. Our FLNG technology reflects the Air Products culture of safety, reliability and operability from more than 60 years of owning and operating cryogenic industrial gas facilities. Our center of technical excellence, located in Allentown, Pennsylvania, USA, provides a centralized point of service.

Air Products' experience:

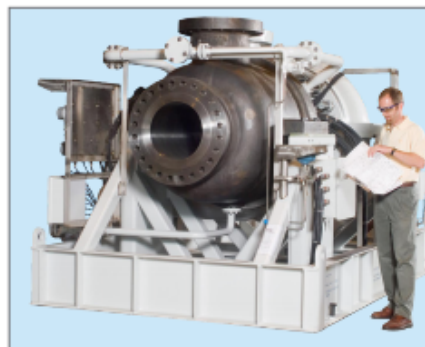
A foundation for trust

Air Products is the premier global LNG technology and equipment supplier, with 85 land-based LNG trains in operation, all of which successfully passed their performance test the first time. Air Products supplies FLNG technology and equipment to the first two baseload FLNG projects, Shell Prelude and Petronas FLNG 1, and has participated in seven FLNG FEEDs since 2010.

Air Products' unique ability to integrate the liquefaction process design and the critical liquefaction equipment leads to an optimization of performance, costs, operability, and reliability that has become the benchmark of the LNG industry. We work with clients from conceptual development through project execution, commissioning and start-up, and continue through the life of the FLNG facility.

About Air Products

Air Products provides atmospheric, process and specialty gases; performance materials; equipment; and technology. For over 70 years, the company has enabled customers to become more productive, energy-efficient and sustainable. More than 20,000 employees in over 50 countries supply innovative solutions to the energy, environmental and emerging markets. These include semiconductor materials, refinery hydrogen, coal gasification, natural gas liquefaction, and advanced coatings and adhesives. In fiscal 2012, Air Products had sales approaching \$10 billion.



For more information,
please contact us at:

Corporate Headquarters

Air Products and Chemicals, Inc.
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501
T 610-481-4861
F 610-481-6329
info@airproducts.com



© Air Products and Chemicals, Inc., 2013 (35745) 230-13-008-GLB

tell me more
airproducts.com/LNG

Air Products' AP-SMR™ and AP-C3MR™ LNG processes: Unlocking the potential for midsize plants



Air Products' AP-SMR process in operation at Ningxia Hanas Natural Gas Co. Ltd., Ningxia, China.

Midsize LNG plants producing from 0.25—2.0 MTA are being promoted as the way to monetize smaller stranded gas reserves at reduced cost. Air Products meets the need for smaller-scale midsize LNG plants with liquefaction processes and equipment designed for simplicity while delivering lower unit costs.

Midsize plants:

Track record of success

While the LNG industry trends in past years have been toward larger plants, it is important to note that a significant number of the operating baseload LNG plants are in the capacity range of the midsize LNG market. Coil-wound heat exchangers in these midsize operating plants have demonstrated high reliability, operability, turndown stability, and productivity for more than 40 years.

Air Products' LNG processes:

Robust design

No matter how small your capacity requirements, maintaining production is key to a profitable project. Air Products' efficient process designs, which incorporate Air Products' coil-wound heat exchanger (CWHE), have proven to be robust and reliable in natural gas liquefaction service. Heat exchangers in the capacity range of 0.25 to 2.0 MTA that Air Products manufactured more than 40 years ago are still in service today, with many producing well over their original design capacity.

Selected mid-scale LNG references

Location	Initial Start-up	Trains	LNG Rundown per Train (mtpa)	Process
Libya	1970	4	0.8	SMR
Brunei	1972	5	1.3	C3MR
Abu Dhabi	1977	2	1.7	C3MR
Algeria				
GLIZ	1977	6	1.3	C3MR
GLZZ	1981	6	1.4	C3MR
Indonesia				
Arun	1978–1986	6	2.0	C3MR
Donggi	2014	1	2.0	C3MR
China				
Ningxia Hanas	2012	2	0.4	SMR
Shaanxi Yangling	2014	1	0.5	SMR
Total		33		



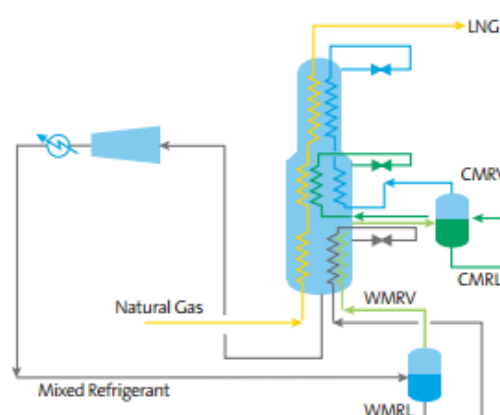
Air Products' AP-SMR process in operation at Sirte Oil Co., Marsa el Brega, Libya.

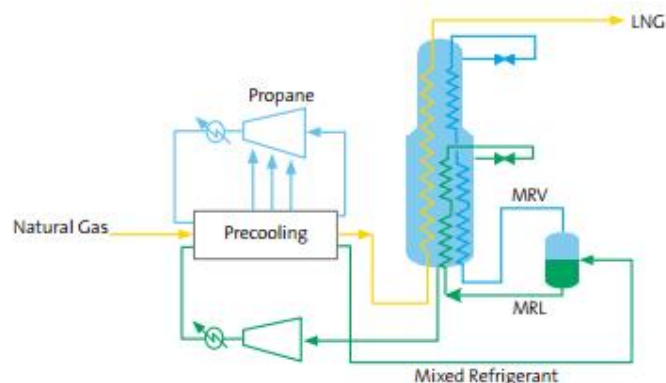
Proprietary LNG process technology:

Efficient design and lower cost

For midsize LNG facilities, Air Products' proprietary single mixed refrigerant (AP-SMR) LNG process, which incorporates our unique coil-wound heat exchangers, offers an attractive and straightforward solution that minimizes process equipment and provides enhanced performance and reliability. Depending on your requirements, our precooled mixed refrigerant processes, such as the propane precooled mixed refrigerant (AP-C3MR), provide an option that enhances efficiency while reducing the overall size of critical equipment. The CWHE can be fully modularized to minimize fieldwork. Air Products' mixed refrigerant process cycles with coil wound heat exchangers benefit from years of experience and know-how gained in the LNG industry.

Air Products' Single Mixed Refrigerant Process





One system for flexibility and reliability

LNG expertise and innovation

Air Products is the leader in supplying process technology and equipment to the LNG industry. Air Products has contributed to the success of more LNG operations than any other company and brings its full capabilities to LNG projects of any scale. From peak-shaving plants producing less than 0.1 MTA, to midsize LNG plants, to the largest baseload facilities, on land or off shore, our LNG team can help you get a plant up and running at the highest efficiency, on time, on budget, and in any climate. If you need LNG production capacity—today or in the future—and you want to obtain it efficiently and cost-effectively, contact us. We'd love to tell you more.

Air Products' baseload LNG capabilities: Leading with strength



Understanding our customers' specific needs has helped make Air Products the global leader in LNG technology. Working closely with customers and building in-depth knowledge of customer requirements has driven continuous improvement in the LNG technology, equipment, and services we offer. Today, Air Products' natural gas liquefaction processes and MCR® cryogenic heat exchangers are the world's standard for baseload LNG.

Air Products' design and engineering team successfully integrates the liquefaction process design and the mechanical design of coil-wound heat exchangers (CWHE) to achieve performance and reliability unmatched in the LNG industry. In addition, Air Products manufactures and supplies specialty cryogenic machinery and heat exchange equipment integral to our other proprietary processes including the patented AP-X® process for large trains.

MCR liquefaction processes:

Optimum production with high efficiency and low CAPEX/MTA

More LNG is produced using Air Products' MCR mixed refrigerant liquefaction processes than any other process in the world. And for good reason: the LNG industry recognizes that liquefaction processes based on mixed refrigerants are the most efficient. In addition, they have proven to be reliable, flexible, and easy to operate. Air Products invented the propane pre-cooled mixed refrigerant process, which has become the industry standard. To meet your specific liquefaction requirements, we also offer several variations on that process, including dual mixed-refrigerant processes and the patented AP-X system used in the industry's largest LNG trains.

Air Products capabilities: comprehensive support

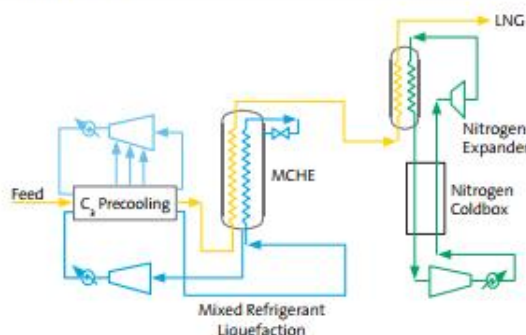
We'll provide a complete range of products and services for the successful design, construction, start-up, and operation of your LNG facility:

- Project development studies
- Detailed process design
- CWHE design and fabrication
- Installation and start-up advisory services
- Technical support services during plant operations

Air Products experience: unmatched in the industry

No company has more experience in the supply of natural gas liquefaction processes and equipment than Air Products. We helped pioneer the LNG industry, supplying our first LNG process and equipment over 40 years ago. You also benefit from our leading-edge commitment to LNG technology. We have spent and continue to spend millions of dollars on research to bring our customers quality, reliability, performance, and the best return on capital.

AP-X Process



The AP-X process uses both gas expander and fluid boiling cycles to their best advantage to achieve high efficiency and low cost.

The Air Products advantage:

We build success into your LNG project

Air Products' technology provides a world of advantages to your LNG project for greater profitability and success, including:

- Economical production, with
 - readily available refrigerants
 - large train sizes for economies of scale
 - high efficiency/low feed gas consumption
- Reliability as a result of
 - fewer process components
 - proven performance, demonstrated by plant onstream records
- Operational advantages, including
 - ease of start-up to minimize the time to achieve full capacity
 - operational flexibility to handle a wide range of feed gas compositions and operating conditions at high efficiency
 - flexible and efficient turndown capability

The result is improved profitability by getting plants onstream sooner and achieving optimum plant utilization with maximum effectiveness. Our experience in LNG technology is unmatched. We'll put it to work for you.

About Air Products

Air Products provides atmospheric, process and specialty gases; performance materials; equipment; and technology. For over 70 years, the company has enabled customers to become more productive, energy-efficient and sustainable. More than 20,000 employees in over 50 countries supply innovative solutions to the energy, environmental and emerging markets. These include semiconductor materials, refinery hydrogen, coal gasification, natural gas liquefaction, and advanced coatings and adhesives. In fiscal 2012, Air Products had sales approaching \$10 billion.



Air Products' baseload LNG technology operating in Nigeria.

For more information, please contact us at:

Corporate Headquarters
Air Products and Chemicals, Inc.
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501
T 610-481-4861
F 610-481-6329
info@airproducts.com



© Air Products and Chemicals, Inc., 2013 (35747) 230-13-009-GLB

tell me more
airproducts.com/LNG

Air Products' MCR® coil-wound heat exchangers: The heart of your facility



The main cryogenic heat exchanger, or MCHE, is the heart of the LNG process. Air Products' processes for baseload LNG utilize our own proprietary coil wound heat exchangers, which feature a proven and robust mechanical design, along with high quality fabrication critical to the successful operation of the LNG process. No one has more experience in the design and manufacture of coil-wound heat exchangers (CWHEs) for LNG service than Air Products. Since our first CWHE shipment in 1968, we have delivered more than 100 CWHEs to LNG facilities worldwide.

Custom CWHE designs:

Efficiency matched to process requirements

Each coil-wound heat exchanger (CWHE) is custom-designed by our engineers, who are experts in cryogenic liquefaction and engineering and who are dedicated to serving the LNG industry. Our CWHEs contain helically wound tube bundles housed within an aluminum or stainless steel pressure shell designed to retain refrigerants in the event of a shutdown. For LNG service, the heat exchangers may consist of one-, two-, or three-tube bundles, each made up of several tube circuits. With this type of exchanger, the tube circuit areas can be matched to the process requirements. The result is a very efficient and compact design.

MCR cryogenic heat exchangers:

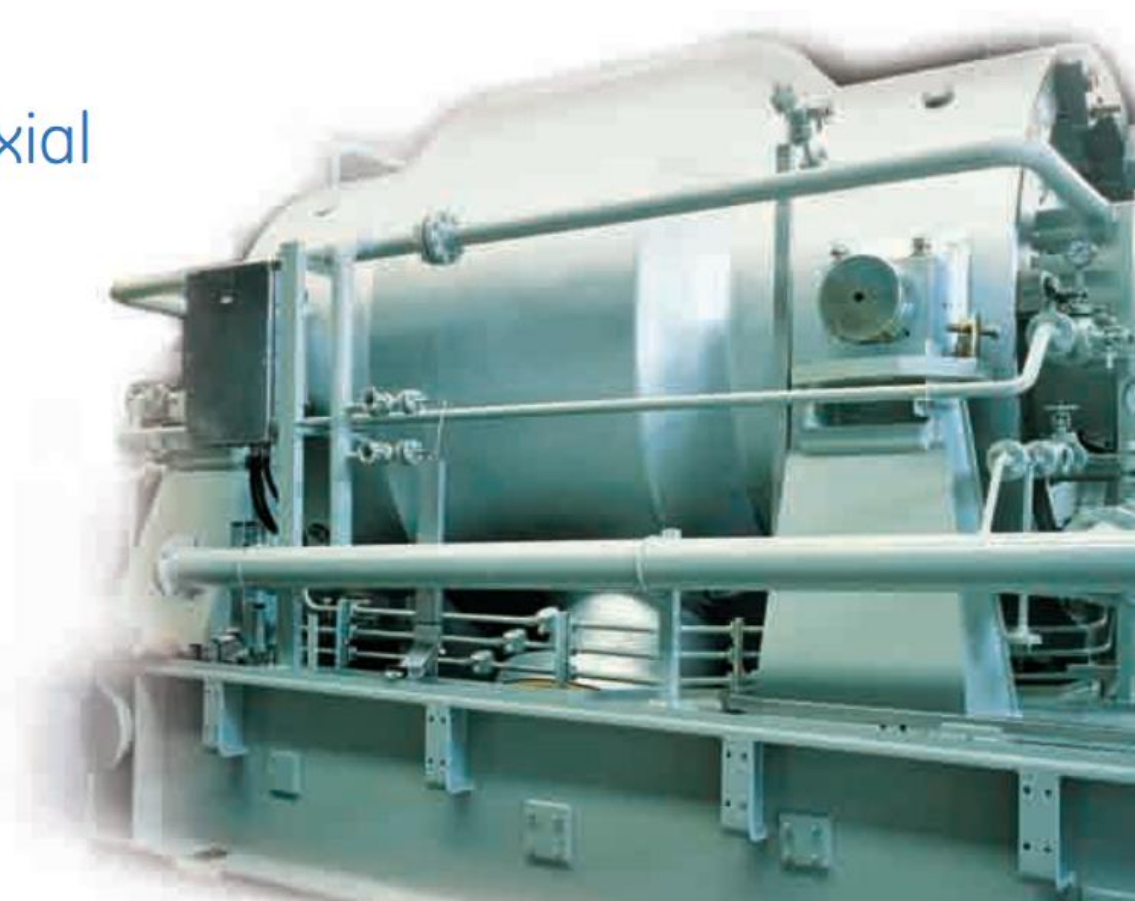
Higher reliability and lower costs

The typical exchanger may be as large as 16.5 feet (5.0 meters) in diameter, 180 feet (55 meters) high, and weigh 500 tons (455 metric tonnes). The large size of the individual heat exchanger tube bundles facilitates the design of large process trains. In addition to providing economies of scale, this leads to simple piping and control systems and, consequently, to reductions in installation, operation, and maintenance costs. Air Products' MCHEs are of robust design and contain no moving parts, ensuring minimal downtime and long service life. Heat exchangers we supplied more than 35 years ago are still operating, many at production rates well in excess of their original design capacity.



GE Oil & Gas

Centrifugal & Axial Compressors



Tradition, Experience and Innovation

GE's Oil & Gas Business manufactures a complete range of centrifugal compressors for all major compression applications. They are used in oil & gas production, gas transportation, refinery and petrochemical industries, fuel gas boosting and other similar processes. We hold the record of key milestones for centrifugal compressor applications having designed and manufactured the first high pressure compressors for ammonia and urea plants, the most powerful compressors for offshore applications (over 30,000 HP) and re-injection compressors with delivery pressures as high as 10,000 psi (700 bar).

Specific requirements are met by custom configuring each compressor using standardized advance technology components proven over a wide range of process conditions. This approach delivers reliable, high performance compressors for natural gas, refinery, petrochemical, GTL and LNG applications.

A highly skilled staff of local engineers and technicians provides on-site technical support for installation, commissioning, overhaul, repair and maintenance of our equipment.

Extensive research and development, advanced design procedures, modern manufacturing techniques and first hand on-site experience in compressor operation are behind the success achieved by our compressors.



Types and Characteristics

Horizontally-split compressors

Used primarily for low and medium pressure applications in ethylene and fertilizer plants, refineries, LNG for refrigeration, air compression, etc.

Propane Compressor for Qatar LNG Plant



Vertically-split barrel compressors

Used primarily for high pressure applications such as ammonia, urea and methanol synthesis, refinery recycle, natural gas compression and injection and hazardous gases.

BCL 405/C Re-injection Compressor offshore installation North Sea



Pipeline compressors

Used for low and medium pressure ratio pipeline service and in recycle applications such as those performed in methanol plants, etc.

Pipeline Centrifugal Compressor PCL 603



Axial compressors

Used for low pressure, high flow applications such as catalytic cracking plants, air service, air separation, LNG, nitric acid and GTL applications.

Mixed Refrigerant
Compressor for LNG Plant



Single stage overhung compressors

Used as boosters or recycle compressors in many petrochemical applications, such as polyethylene, polypropylene, ethylene oxide, chlorine, sulfuric acid plants, MVR.

DH Single Stage overhung
compressor for API 617
applications



Integrally geared compressors

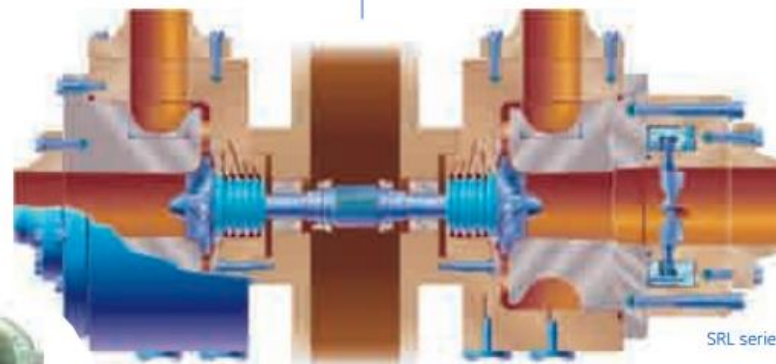
Used for low and medium pressure air, steam and inert gas, and fuel gas service and in petrochemical applications.

SRL 603 for Air + Carbon
Monoxide - Belgium



SRL Integrally Geared Series

Integrally Geared Compressors are used in several petrochemical applications, either for low-flow/high pressure, or high-flow/low pressure conditions. This type of compressor has a bull gear and from one to four high speed pinions. One or two impellers can be mounted on each pinion-shaft. Optimal impeller speed and the ability to inter-cool compression stages guarantee very high efficiency. Due to its rugged mechanical design, this type of machine has very high reliability and is easy to maintain. A large variety of gases can be handled by this compressor line with appropriate construction materials and seal systems. This line is designed for process air and gas service.



Compressor Specifications

COMPRESSOR FAMILY AND TYPE

[illegible]

SULZER

Pumping Solutions for Desalination and Water Reuse





Experience and Proven Technology

As a global leader in pump design and manufacture, Sulzer is recognized for delivering the excellent product quality and performance reliability for the most critical applications in Desalination and Water Reuse. Based on our experience and proven technology we help you operate your plants more efficiently. We share our expertise with you and create for you enduring and economical solutions.

Desalination

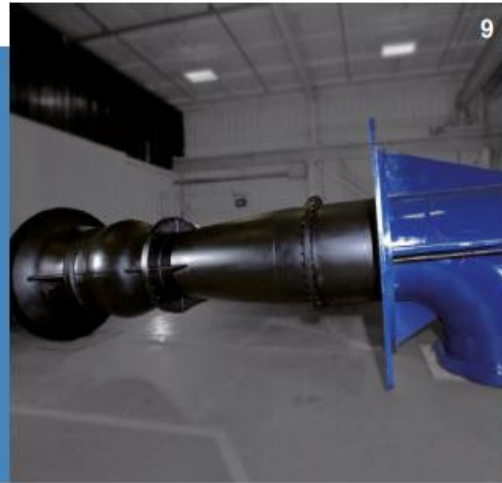
Sulzer is your full-range supplier of pumps for sea or brackish water desalination plants using Reverse Osmosis (RO) or Multi Effect Distillation (MED) technology. Our innovative technological solutions and equipment support the sophisticated processes which convert salty water into potable water for human consumption, irrigation or industrial use.

Water reuse

Our pumps suitable for Water Reuse applications for the industry or in municipal applications help you increase sustainably your water resources. Sulzer has always been at the forefront of pre-engineered and engineered designs, using the widest range of materials to produce safe, efficient and reliable pumps.

About Sulzer

Sulzer is recognized for state-of-the-art product quality, performance reliability and technical innovation. We provide a full line of pumps, equipment and related technologies to the Oil and Gas, Hydrocarbon Processing, Power Generation, Pulp and Paper, Water and Wastewater and General Industries. Combining global capabilities, local market understanding and application expertise we support customers with more than 150 locations around the world, including manufacturing facilities, sales offices and service centers close to our customers.



Vertical Pumps

SJM

SJM vertical mixed flow pumps are ruggedly designed for years of trouble free operation in a wide variety of applications. The basic components of head, column pipe and bowl assembly are combined and customized to perfectly match individual duty needs. The standard range of material options can be matched to individual installation needs.

Capacity up to 52,000 m³/h /
250,000 USgpm

Head up to 29 m / 95 ft



SJT

The SJT vertical turbine range offers flexibility due to an extensive range of standard features. These include oil, grease, product or flushed bearing lubrication, sealing plans for all liquids, above or below ground discharge and a wide range of materials of construction. SJT pumps can be supplied to conform with ASME, ANSI, NRC and API standards.

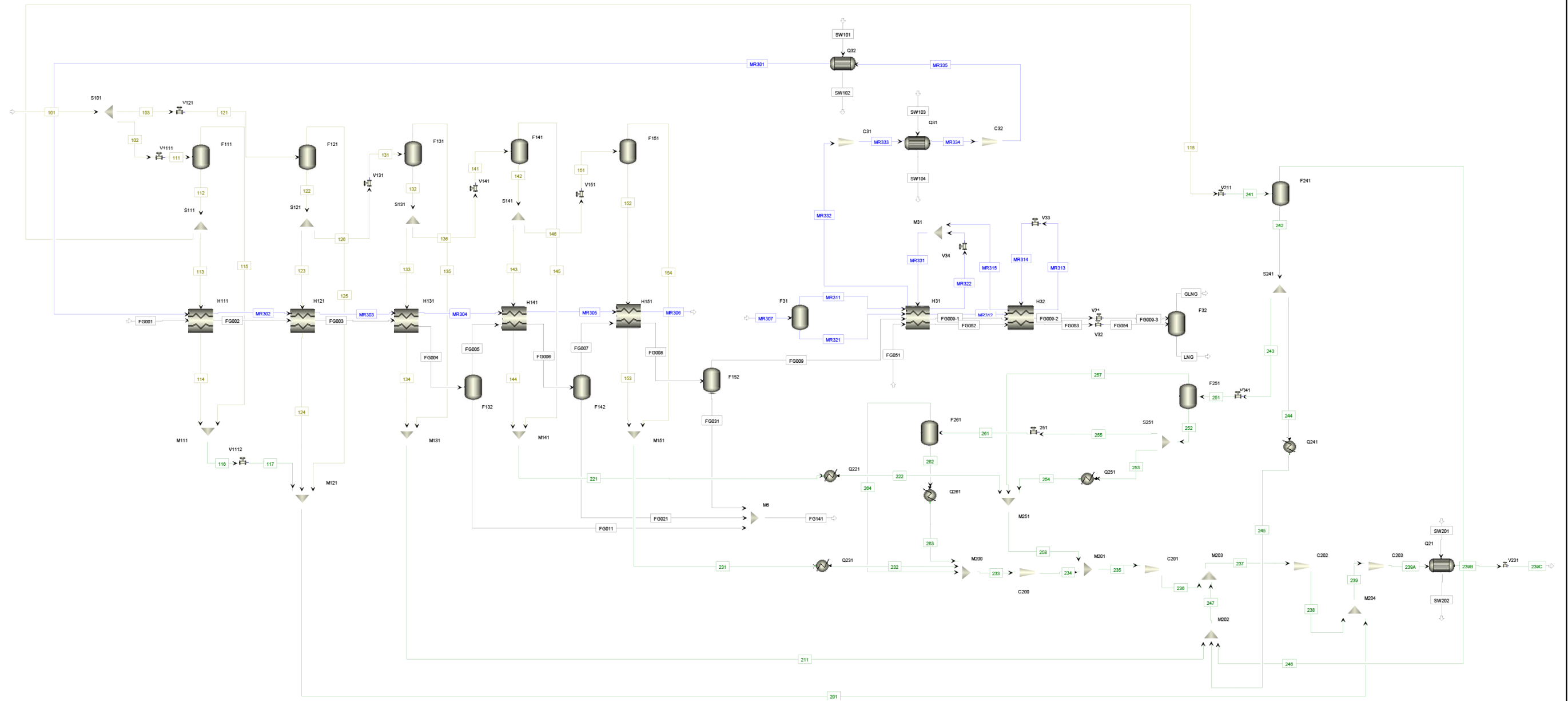
Capacity up to 52,000 m³/h /
250,000 USgpm

Head up to 115 m per stage /
380 ft per stage



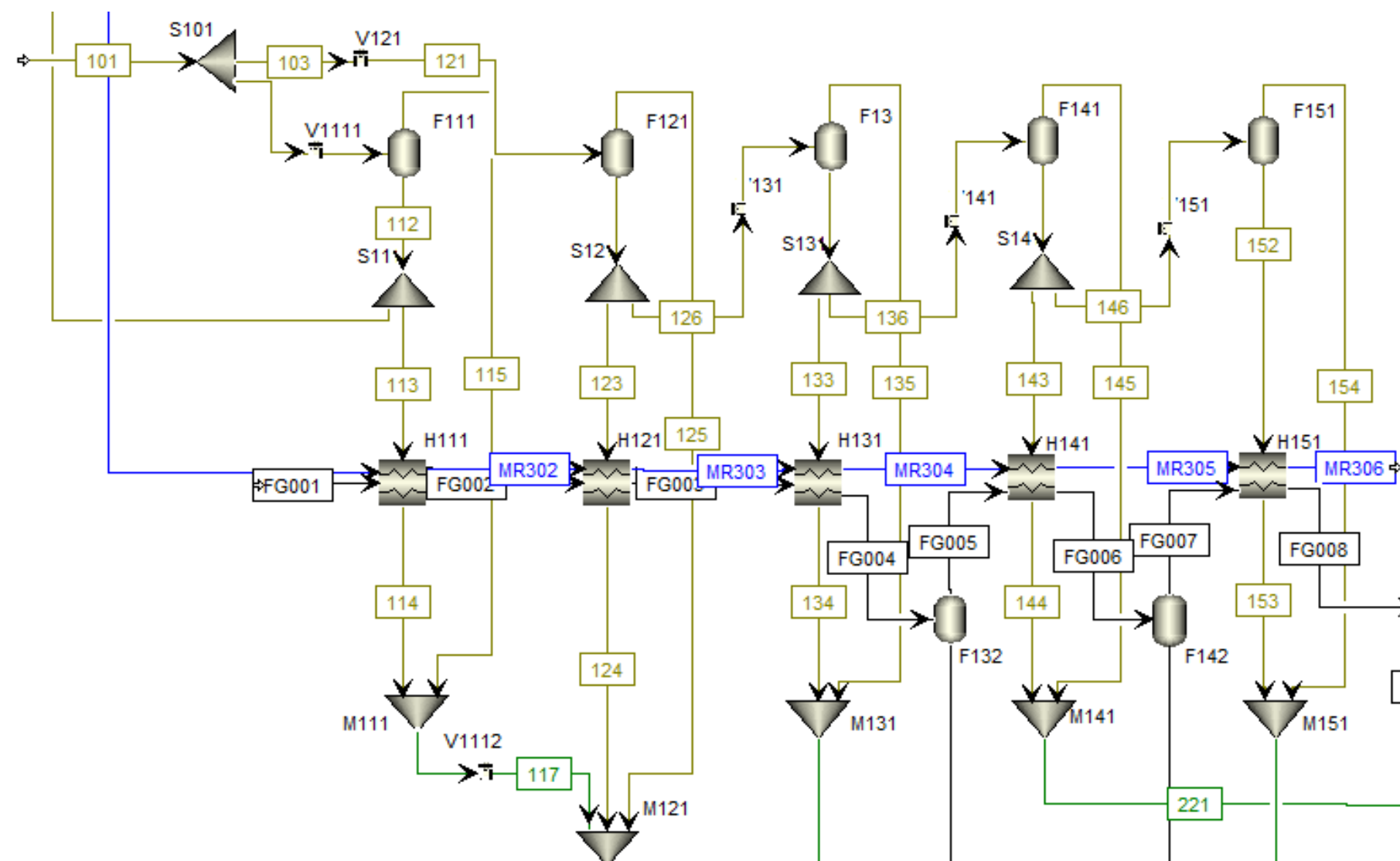
IV. Anexo D: Planos

Plano 1: Esquema del Proceso



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA	
Autor: Alejandro Blanco Torres	Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG
Escala: -	
Fecha: 21/05/2015	Diagrama de Proceso
Nº de Plano: 1	

Plano 2: Diagrama proceso de Preenfriamiento



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

Escala: -

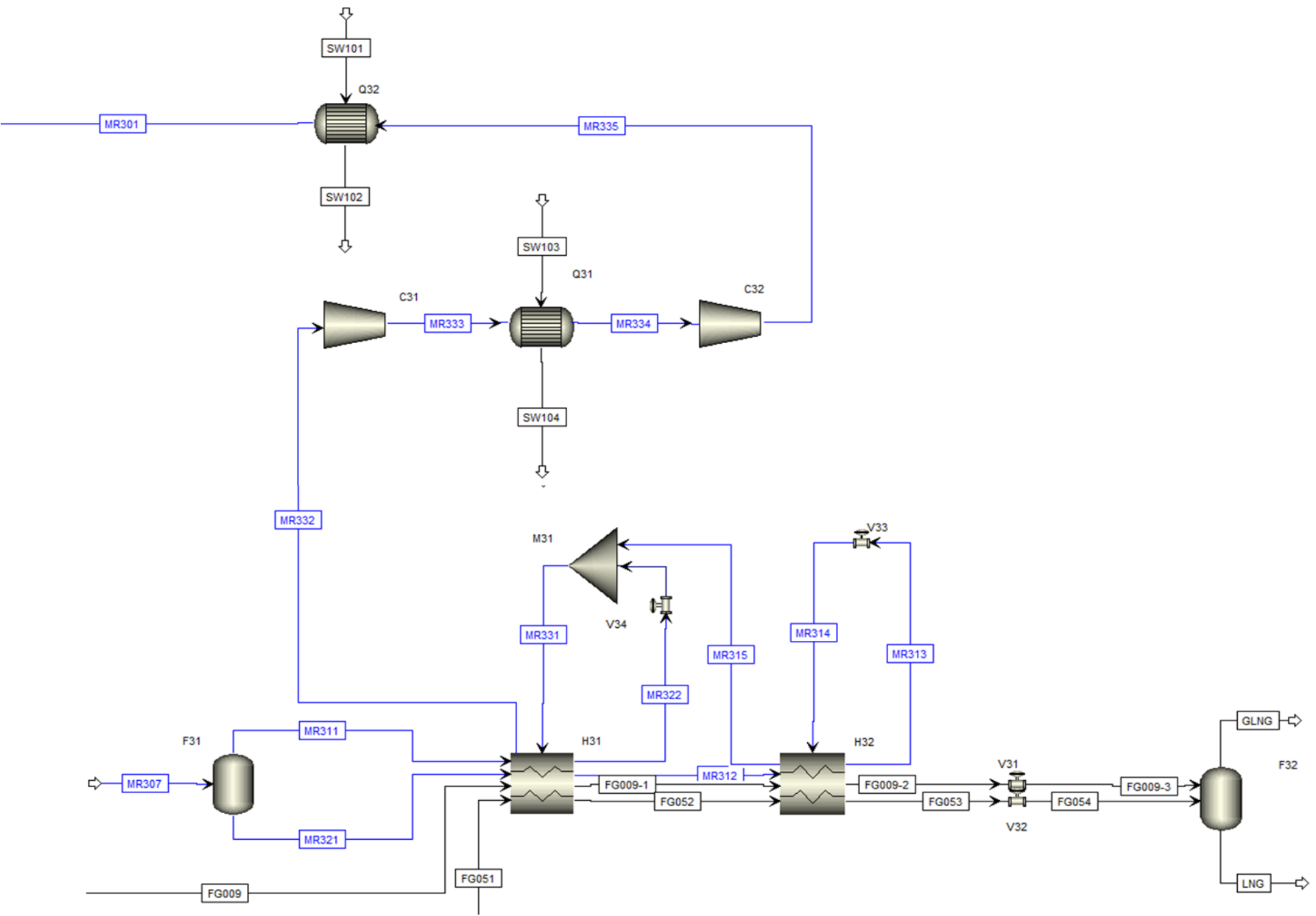
Fecha: 21/05/2015

Nº de Plano: 2

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

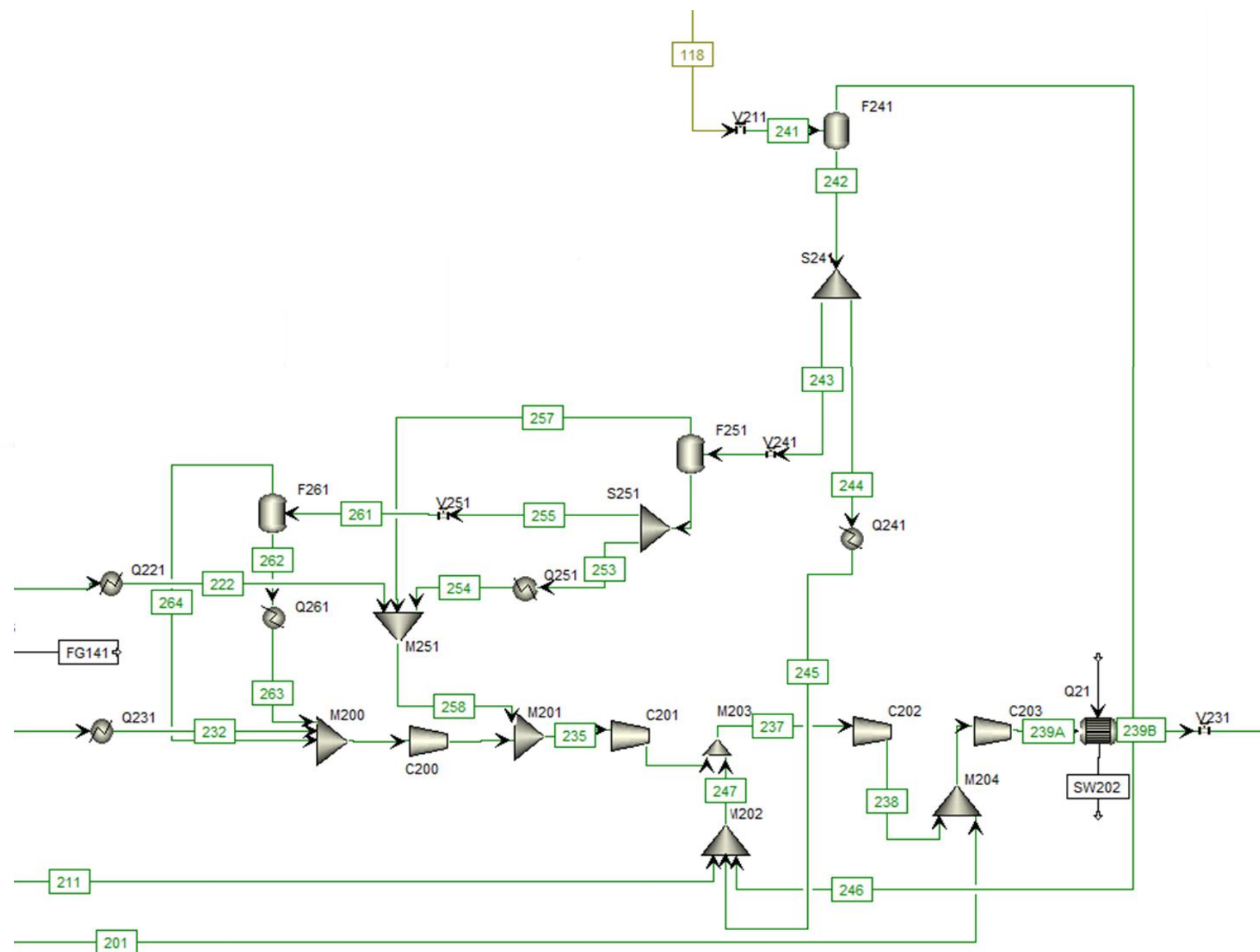
Diagrama de Proceso

Plano 3: Diagrama proceso de Licuación y
Subenfriamiento



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA		
Autor: Alejandro Blanco Torres	Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG	
Escala: -		
Fecha: 21/05/2015	Diagrama de Proceso	
Nº de Plano: 3		

Plano 4: Diagrama proceso de Acondicionamiento de
Propano



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

Escala: -

Fecha: 21/05/2015

Nº de Plano: 4

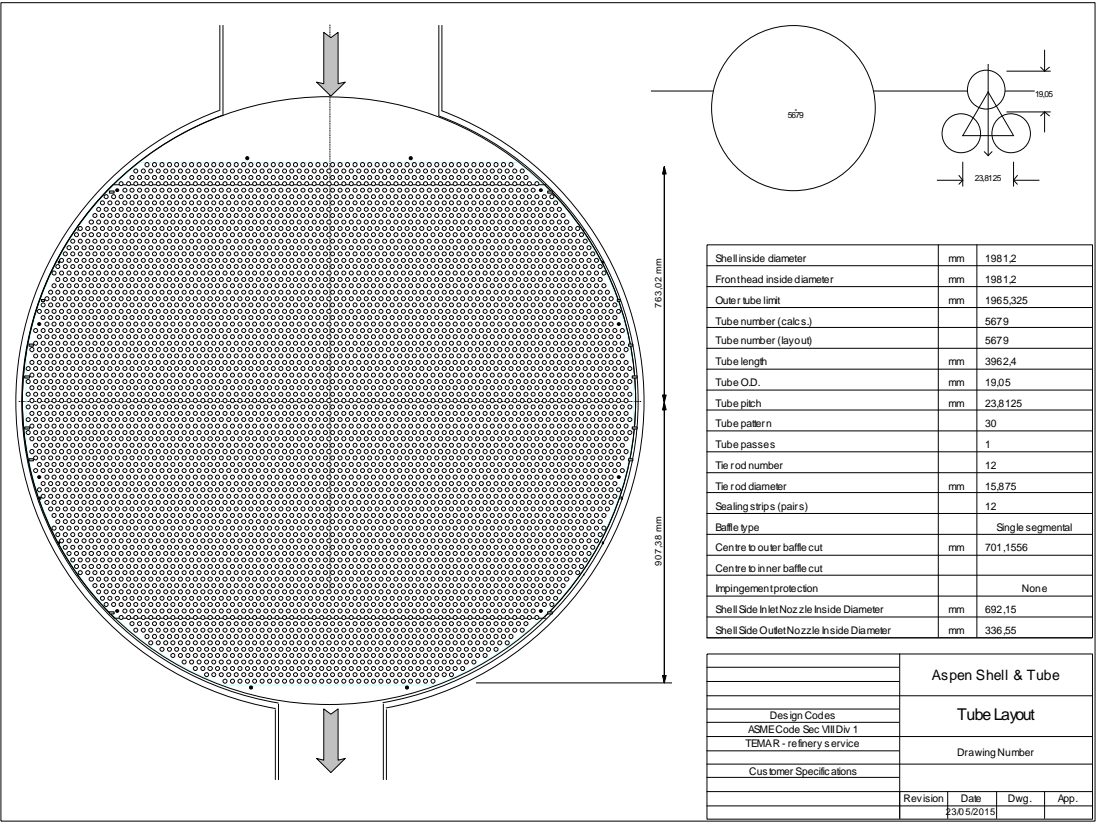
Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Diagrama de Proceso

**Plano 5-10: Especificaciones Refrigeradores agua de
mar**

Heat Exchanger Specification Sheet														
1														
2														
3														
4														
5														
6	Size	1981,2 -- 3962,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	8 parallel	1 series					
7	Surf/unit (eff.)	10307,5	m²	Shells/unit	8		Surf/shell (eff.)		1288,4	m²				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT													
9	Fluid allocation			Shell Side				Tube Side						
10	Fluid name													
11	Fluid quantity, Total			kg/s	710,0001			15000						
12	Vapor (In/Out)			kg/s	710,0001		0		0		0			
13	Liquid			kg/s	0		710,0001		15000		15000			
14	Noncondensable			kg/s	0		0		0		0			
15														
16	Temperature (In/Out)			°C	72,46		40		25		28,86			
17	Dew /Bubble point			°C	46,7		46,7							
18	Density Vapor/Liquid			kg/m³	30,56 /		/ 467,28		/ 993,96		/ 990,23			
19	Viscosity			mPa s	0,0103 /		/ 0,0812		/ 0,9125		/ 0,8396			
20	Molecular wt, Vap			44,1										
21	Molecular wt, NC													
22	Specific heat			kJ/(kg K)	2,124 /		/ 3,073		/ 4,524		/ 4,523			
23	Thermal conductivity			W/(mK)	0,0235 /		/ 0,0866		/ 0,6063		/ 0,6116			
24	Latent heat			kJ/kg	292,5		294,1							
25	Pressure (abs)			bar	16		15,75617		3		2,80455			
26	Velocity			m/s	21,97				1,93					
27	Pressure drop, allow./calc.			bar	0,25855		0,23981		0,49987		0,18698			
28	Fouling resistance (min)			m² K/W	0				0		0 Ao based			
29	Heat exchanged		261568,8	kW	MTD corrected				20,38		°C			
30	Transfer rate, Service		1245	Dirty	1520,7		Clean	1520,7		W/(m² K)				
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								Sketch					
32				Shell Side			Tube Side							
33	Design vac/test pressure: g		bar	17,92638 /	/		3,44738 /	/						
34	Design temperature		°C	110			110							
35	Number passes per shell			1			1							
36	Corrosion allowance		mm	3,18			3,18							
37	Connections	In	mm	1	711,2 / -		1	965,2 / -						
38	Size/rating	Out		1	355,6 / -		1	1016 / -						
39	Nominal	Intermediate		/ -			/ -							
40	Tube No.	5679	Us	OD	19,05	Tks- Avg	2,11	mm	Length	3962,4	mm	Pitch	23,81	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel				Tube pattern	30				
42	Shell	Carbon Steel	ID	1981,2	OD	2019,3	mm	Shell cover	-					
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-					
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	-					Tubesheet-floating	-					
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None					
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental			Cut(%d)	14,61	H	Spacing: c/c	381	mm		
47	Baffle-long	-	Seal type					Inlet	942,98		mm			
48	Supports-tube	U-bend	0			Type								
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint					Exp.							
50	Expansion joint	-	Type	None										
51	Rho V2-Inlet nozzle	1821	Bundle entrance			3437	Bundle exit		549	kg(ms²)				
52	Gaskets - Shell side	-	Tube Side					Flat Metal Jacket Fibe						
53	Floating head	-												
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1						TEMA class	R - refinery service					
55	Weight/Shell	32981	Filled with water			54340,8	Bundle	23394,4		kg				
56	Remarks													
57														
58														

Especificaciones Intercambiador Agua de Mar Q21



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

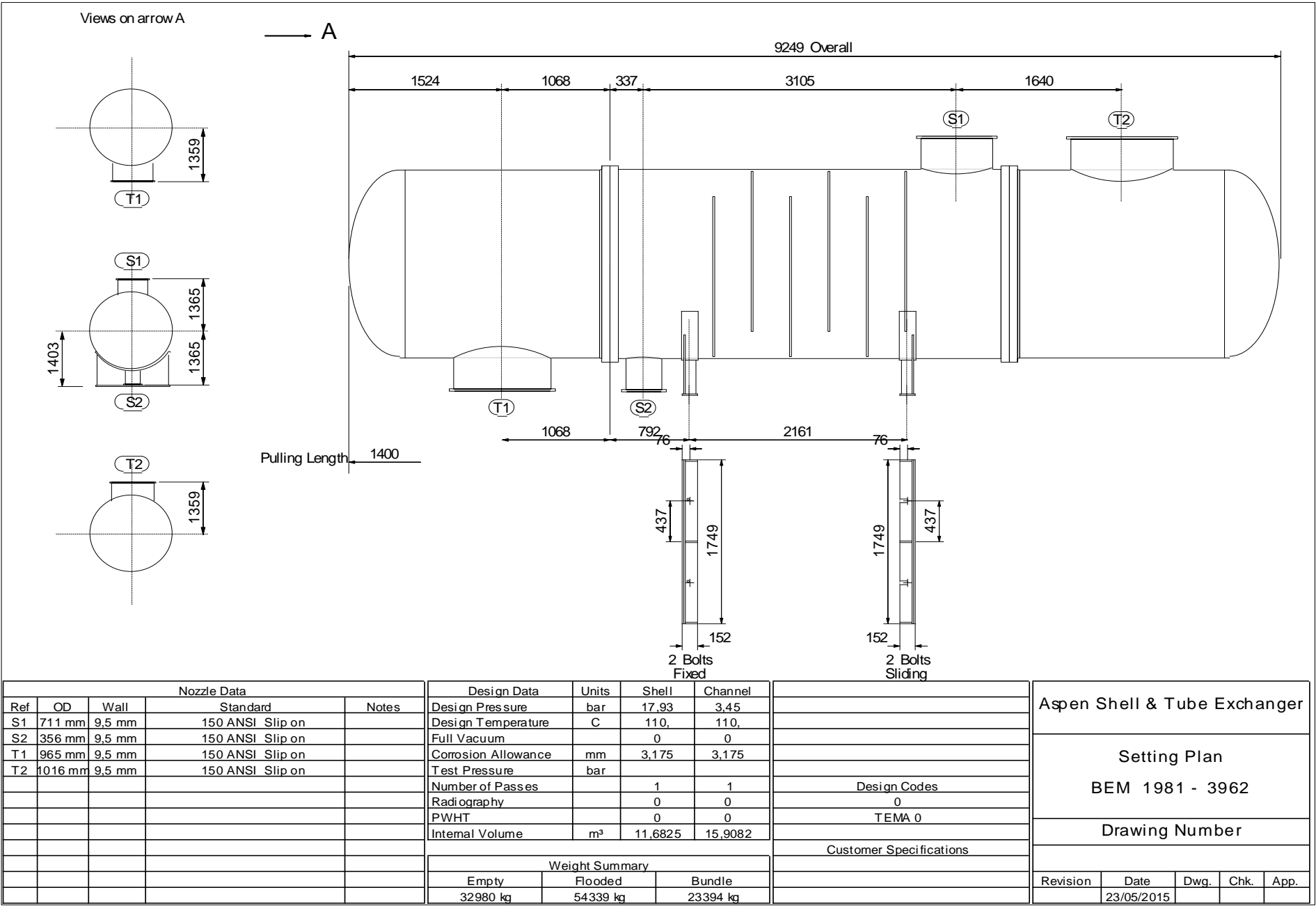
Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Escala: -

Fecha: 21/05/2015

Diagrama de Proceso

Nº de Plano: 5



Especificaciones Intercambiador Agua de Mar Q21

E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

Escala: -

Fecha: 21/05/2015

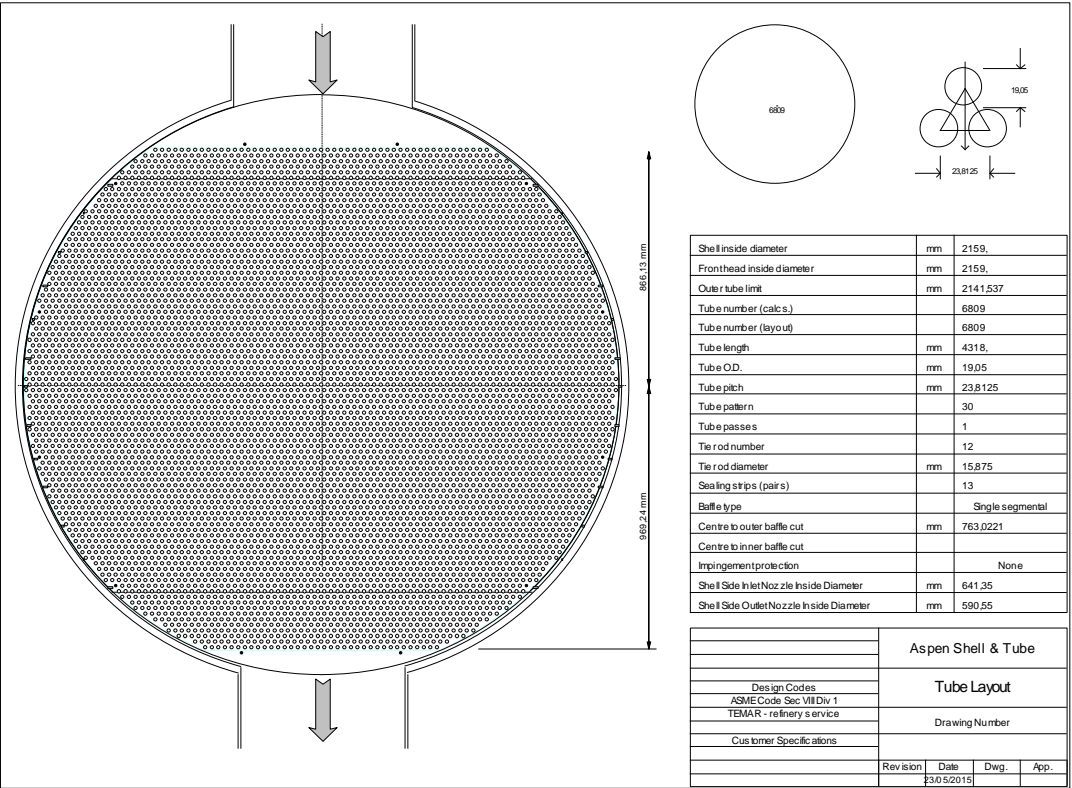
Nº de Plano: 6

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Diagrama de Proceso

Heat Exchanger Specification Sheet											

Especificaciones Intercambiador Agua de Mar Q31



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

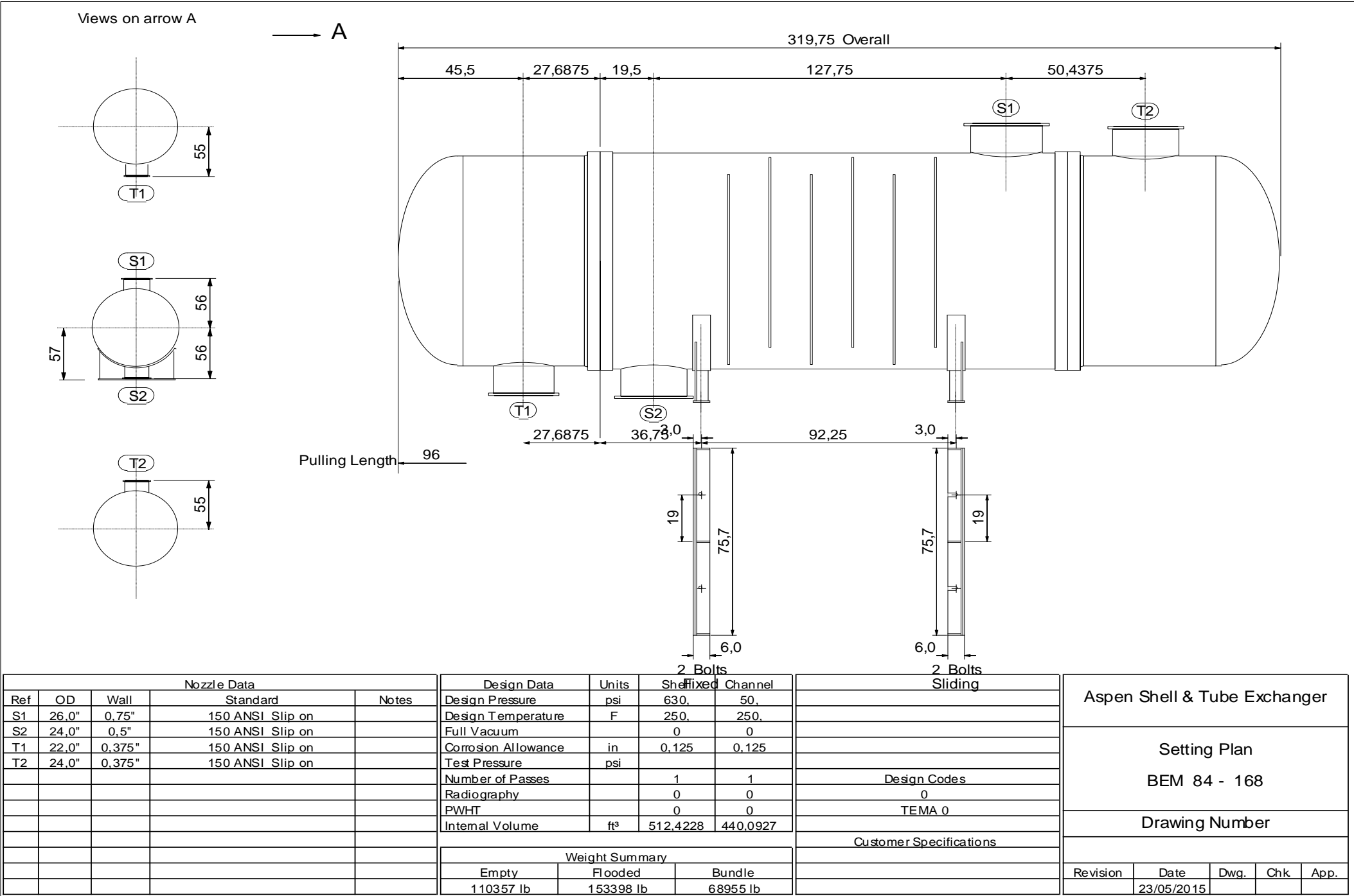
Escala: -

Fecha: 21/05/2015

Nº de Plano: 7

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Diagrama de Proceso



Especificaciones Intercambiador Agua de Mar Q31

E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

Escala: -

Fecha: 21/05/2015

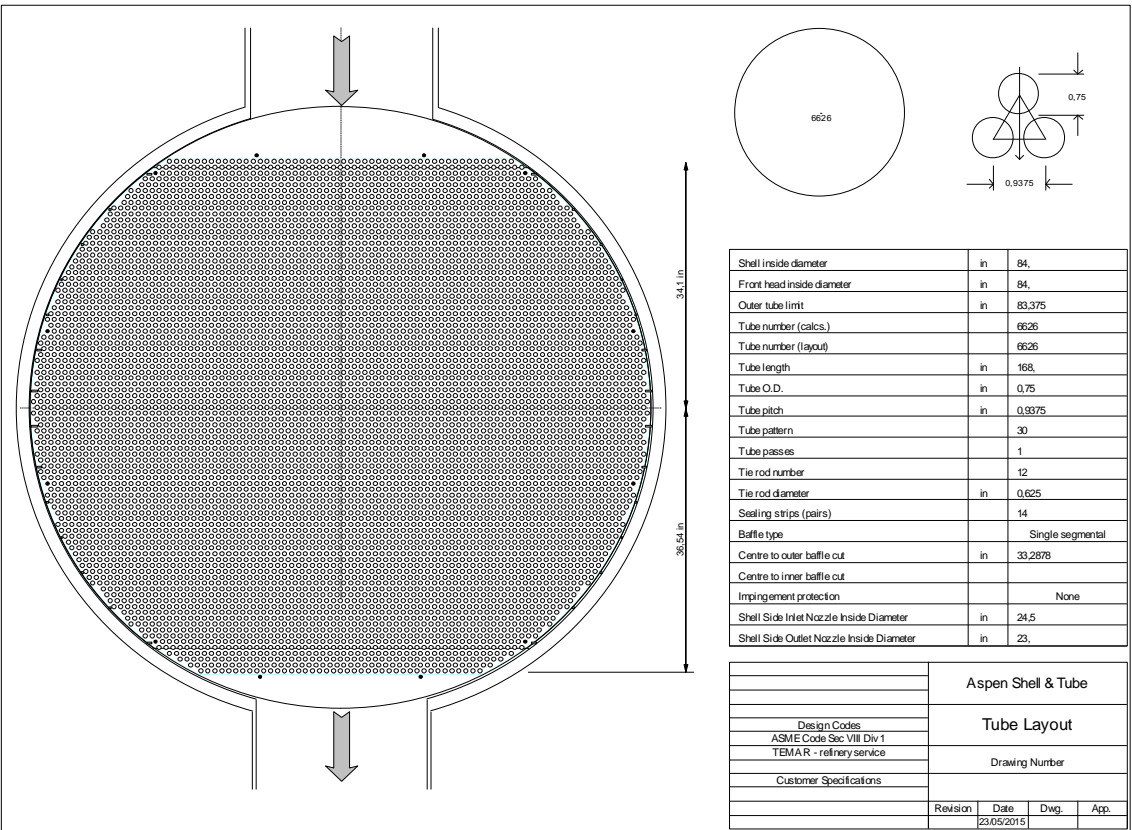
Nº de Plano: 8

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Diagrama de Proceso

Heat Exchanger Specification Sheet											

Especificaciones Intercambiador Agua de Mar Q32



E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

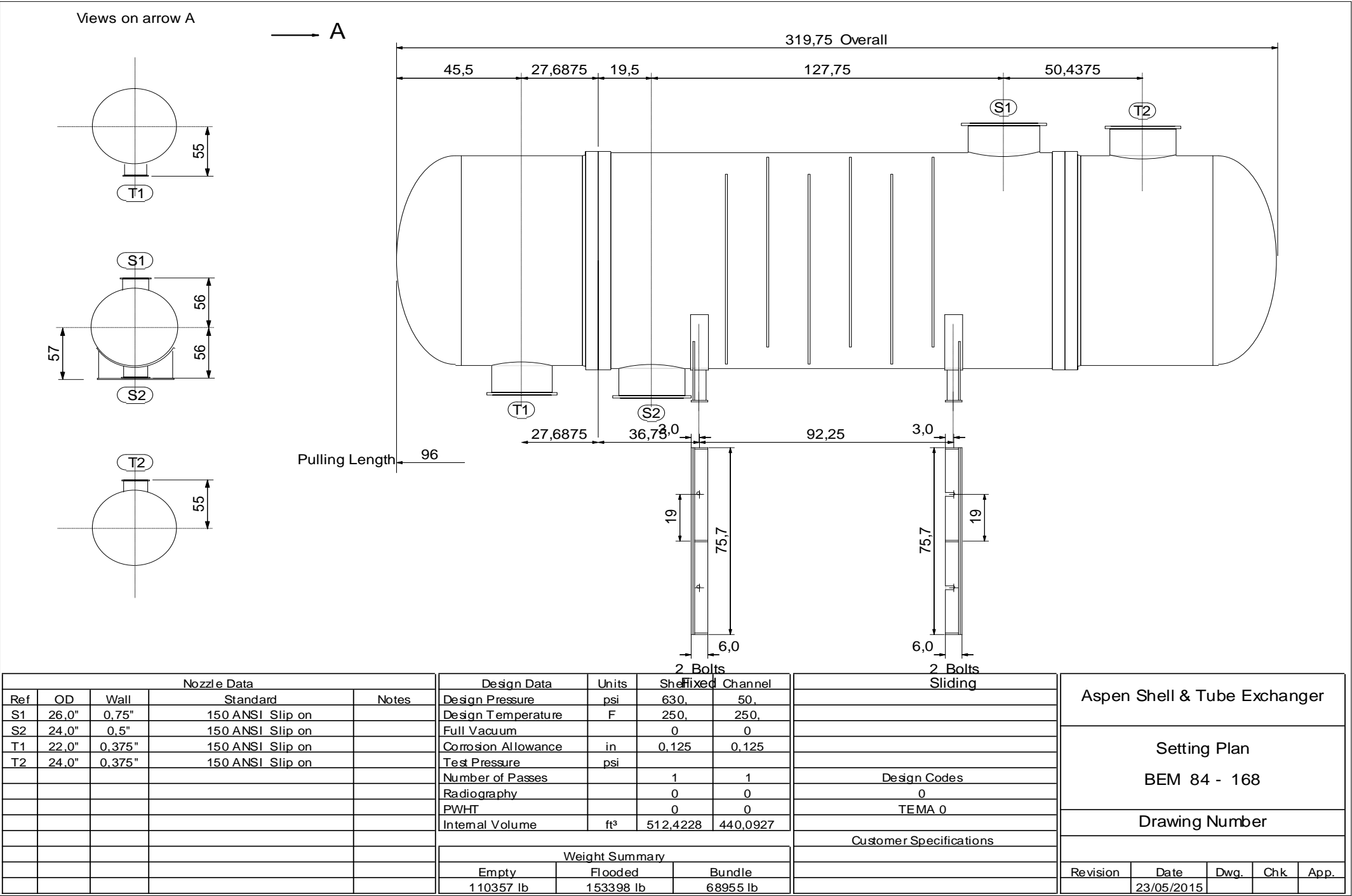
Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Escala: -

Fecha: 21/05/2015

Diagrama de Proceso

Nº de Plano: 9



Especificaciones Intercambiador Agua de Mar Q32

E.T.S DE INGENIEROS DE MINAS y ENERGÍA

Autor: Alejandro Blanco Torres

Escala: -

Fecha: 21/05/2015

Nº de Plano: 10

Simulación del Tren de Licuación del Proyecto Gorgon LNG

Diagrama de Proceso